





**UNIVERSIDAD DE ZARAGOZA**  
**CENTRO POLITÉCNICO SUPERIOR**



**PROYECTO FIN DE CARRERA**  
**Ingeniería Industrial**

---

**CARACTERIZACIÓN DE LA  
RECIRCULACIÓN DE GASES EN UN  
REACTOR DE LECHO FLUIDO DE  
OXICOMBUSTIÓN**

---

**Autora**

**NURIA CORTÉS MORADELL**

**Directora**

**ISABEL GUEDEA MEDRANO**

**Ponente**

**LUIS IGNACIO DÍEZ PINILLA**



**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA**

**Septiembre 2010**



# CARACTERIZACIÓN DE LA RECIRCULACIÓN DE GASES EN UN REACTOR DE LECHO FLUIDO DE OXICOMBUSTIÓN

## Resumen

Este proyecto se fundamenta en el proceso de estudio y control automático de la recirculación de gases de escape en un lecho fluido burbujeante bajo condiciones de oxidación. La planta piloto de estudio se sitúa en las instalaciones del CEEI, *Centro Europeo de Empresas e Innovación* y ha sido diseñada y puesta en marcha por el *Centro de Investigación de Recursos y Consumos Energéticos*. Concluida la caracterización de la recirculación de gases se procede a la aplicación de la técnica en la planta experimental, lo que supone una considerable reducción de los costes de operación, asemeja su operación a una planta a gran escala y elimina problemas relativos al consumo de botellas.

Para el estudio de la recirculación, se han simulado los balances másicos involucrados en el lecho fluido de la planta experimental mediante el desarrollo de programas de simulación con el software MATLAB®. Debido a la complejidad del estudio teórico de las emisiones de diversos gases como CO, NO<sub>x</sub> y SO<sub>2</sub>, se han desarrollado distintas correlaciones empíricas a partir de datos tomados de pruebas de oxidación. Este software informático realiza una previsión de las emisiones y flujos que tienen lugar en el lecho fluido bajo unos determinados parámetros impuestos por el usuario además de indicar cómo se debe actuar en la planta para recircular según las condiciones deseadas. El análisis de los resultados teóricos obtenidos del software informático permite evaluar la influencia de diversos parámetros en el proceso y obtener conclusiones respecto a temas de gran interés en oxidación, como la condensación del vapor de agua de los gases recirculados y el problema de las infiltraciones.

Con el objetivo de facilitar la aplicación de la técnica de recirculación en la planta piloto se ha llevado a cabo un control automático de la recirculación. Para el diseño y ajuste del controlador se ha simulado el comportamiento del proceso mediante la herramienta Simulink de MATLAB®. La programación del controlador automático diseñado se ha ejecutado mediante el software Unity Pro®. Finalmente, se ha comprobado la correcta actuación del lazo de control implementado mediante pruebas en frío en la planta de oxidación.

En último lugar, se aplica la recirculación de gases de escape en caliente, lo que supone ser el segundo reactor de lecho fluido en el mundo que recircula los gases de salida bajo condiciones de oxidación. La aplicación de la recirculación ha servido para verificar su correcto funcionamiento.

## AGRADECIMIENTOS

Muchas han sido las personas que de un modo u otro me han ayudado tanto en la realización del trabajo aquí presentado como en la carrera, permitiéndome disfrutar de estos años de universidad. A todas ellas, mi más sincero agradecimiento.

En especial, me gustaría expresar mi más profunda admiración a Isabel y Luis Ignacio por permitirme llevar a cabo este proyecto y por vuestra maravillosa dirección y colaboración. También quiero agradecer la confianza y el apoyo mostrado por todo el equipo *oxicoco*, que pese a las idas y venidas, habéis estado siempre a mi lado, respondiendo a mis preguntas tanto del proyecto como personales.

No puedo olvidarme de todos mis compañeros del Circe. Gracias a vosotros he disfrutado desde el primer día y he aprendido enormemente con todo vuestro trabajo y amistad.

Finalmente, quiero dar las gracias a mi familia y amigos por estar siempre a mi lado con vuestro apoyo incondicional y por ser mi motivación de cada día.



## ÍNDICE

<b>RESUMEN .....</b>	<b>4</b>
<b>AGRADECIMIENTOS .....</b>	<b>5</b>
<b>ÍNDICE .....</b>	<b>7</b>
<b>ÍNDICE DE ILUSTRACIONES .....</b>	<b>9</b>
<b>ÍNDICE DE TABLAS .....</b>	<b>10</b>
<b>1. INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>12</b>
1.1 INTRODUCCIÓN .....	12
1.2 OBJETIVOS Y ALCANCE .....	15
1.3 ESTRUCTURA DEL PROYECTO .....	15
1.4 MÉTODOS Y TÉCNICAS .....	16
<b>2. CONSTRUCCIÓN DEL MODELO DE LA PLANTA .....</b>	<b>17</b>
2.1 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA .....	17
2.2 RECIRCULACIÓN DE GASES .....	19
2.3 MODELO .....	21
2.3.1 Combustión .....	21
2.3.2 Desulfuración .....	22
2.3.3 Emisiones .....	23
2.3.4 Flujos másicos de las partículas .....	25
2.3.5 Infiltraciones .....	26
2.3.6 Limitación del caudal de gases a la entrada máximo .....	27
2.3.7 Limitación del caudal de vapor de agua máximo a recircular .....	27
<b>3. SIMULACIÓN .....</b>	<b>29</b>
3.1 PLANTEAMIENTO DEL PROGRAMA .....	29
3.2 PROGRAMACIÓN .....	30
3.2.1 Programas principales .....	31
3.2.2 Subprogramas .....	31
3.3 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN .....	32
3.3.1 Resultados del programa inputs .....	32
3.3.2 Resultados del programa del estudio de la recirculación .....	35
3.3.3 Resultados del programa del estudio de las infiltraciones .....	37
<b>4. CONTROL AUTOMÁTICO DE LA RECIRCULACIÓN .....</b>	<b>39</b>
4.1 IDENTIFICACIÓN DEL PROCESO .....	41
4.2 DISEÑO DEL CONTROLADOR .....	41
4.3 SIMULACIÓN .....	42
4.4 IMPLEMENTACIÓN DEL CONTROLADOR .....	42
4.5 VALIDACIÓN .....	43
<b>5. EXPERIMENTACIÓN .....</b>	<b>47</b>
5.1 CARACTERIZACIÓN DE LA RECIRCULACIÓN .....	47
5.2 APLICACIÓN DE LA RECIRCULACIÓN .....	47
<b>6. CONCLUSIONES .....</b>	<b>51</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>54</b>





## ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

Ilustración 1. Esquema básico de funcionamiento de la tecnología de oxidación .....	13
Ilustración 2. Etapas del proyecto .....	16
Ilustración 3. Esquema general del reactor de lecho fluido a simular .....	17
Ilustración 4. Esquema del flujo másico de los sólidos en el lecho .....	26
Ilustración 5. Esquema de las entradas y salidas del programa .....	29
Ilustración 6. Convergencia del programa de simulación .....	30
Ilustración 7. Esquema de los programas principales y subprogramas .....	30
Ilustración 8. Esquemas de las proporciones de los gases a la salida .....	35
Ilustración 9. Gráfico de barras de las variaciones de las proporciones de las especies a la salida .....	36
Ilustración 10. Estudio de los flujos molares .....	36
Ilustración 11. Estudio de la condensación de vapor .....	36
Ilustración 12. Estudio de los flujos de oxígeno .....	36
Ilustración 13. Estudio de los flujos de CO <sub>2</sub> .....	36
Ilustración 14. Gráfico de barras de las variaciones de las proporciones de las especies a la salida .....	38
Ilustración 15. Influencia infiltraciones en la proporción de CO <sub>2</sub> en la salida .....	38
Ilustración 16. Esquema de control de la recirculación .....	39
Ilustración 17. Diagrama de bloques del control de la recirculación .....	40
Ilustración 18. Esquema del proceso del control automático [42] .....	40
Ilustración 19. Diagrama de bloques diseñado para la automatización de la recirculación .....	42
Ilustración 20. Bloque de función del controlador PIDFF .....	43
Ilustración 21. Simulación del lazo de control diseñado .....	44
Ilustración 22. Gráfico de los valores tomados de la válvula V2 en la prueba .....	45
Ilustración 23. Gráfico de las revoluciones del ventilador de impulsión observadas en la prueba .....	45
Ilustración 24. Gráfico del caudal procedente de las botellas [m <sup>3</sup> /h] en la prueba .....	45
Ilustración 25. Gráfico del caudal de entrada al lecho [m <sup>3</sup> /h] en la prueba .....	45
Ilustración 26. Gráfico del caudal recirculado [m <sup>3</sup> /h] en la prueba .....	45
Ilustración 27. Evolución de la prueba de recirculación .....	48
Ilustración 28. Gráfico de sectores de la emisiones sin recirculación .....	49
Ilustración 29. Gráfico de sectores de las emisiones con recirculación .....	49
Ilustración 30. Gráfico de la evolución de C1 y Ve2 .....	50

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Grupos de investigación de oxidación en lecho fluido.....	17
Tabla 2. Grupos de investigación de oxidación con recirculación de los gases de combustión.....	20
Tabla 3. Porcentaje de cal viva formada [21].....	23
Tabla 4. Eficiencia de la captura de azufre.....	23
Tabla 5. Ventajas e inconvenientes de la recirculación húmeda frente a la recirculación seca [36] .....	28
Tabla 6. Salidas de actuación para una proporción de recirculación 0.....	32
Tabla 7. Salidas de actuación para una proporción de recirculación 0,3.....	33
Tabla 8. Salidas de actuación para una proporción de recirculación 0,6.....	33
Tabla 9. Salidas de operación para una proporción de recirculación de 0 .....	33
Tabla 10. Salidas de operación para una proporción de recirculación de 0,3 .....	34
Tabla 11. Salidas de operación para una proporción de recirculación de 0,6 .....	34
Tabla 12. Actuación en la planta piloto.....	48
Tabla 13. Comprobación resultados del programa de simulación.....	49



## 1. INTRODUCCIÓN

El proyecto que describe esta memoria se desarrolla dentro de la línea de investigación térmica de la Fundación Circe, *Centro de Investigación de Recursos y Consumos Energéticos*, y viene a apoyar, ampliar y continuar el estudio de una planta piloto experimental de oxidación en un lecho fluido con recirculación de los gases de combustión, la cual se localiza en las instalaciones del CEEI, *Centro Europeo de Empresas e Innovación*. El objetivo de su implantación es el diseño y desarrollo de experimentos de caracterización térmica, fluidodinámica y de emisiones cuando se empleen diferentes combustibles sólidos en el reactor de lecho fluidizado, bajo diferentes condiciones de granulometría del combustible, de temperatura, de concentración de oxidante y de ratios de recirculación, para el estudio final de la viabilidad técnica de la tecnología de oxidación en lecho fluido.

### 1.1 Introducción

Hoy en día, existe una gran dependencia energética de los combustibles fósiles. Según la Agencia Internacional de la Energía [1], un 80 % de toda la energía que se emplea en el mundo proviene de combustibles no renovables a corto plazo.

Durante el proceso de combustión de combustibles fósiles (carbón, petróleo y derivados y gas) y de materia orgánica en general se emiten gases de efecto invernadero, siendo el máximo contribuidor el dióxido de carbono,  $\text{CO}_2$ . Numerosos estudios demuestran que las concentraciones actuales de este gas en la atmósfera, 376 ppm, superan a las alcanzadas en el último medio millón de años y se proyecta un aumento hasta 420 ppm para el año 2030 [2,3].

Las emisiones de los gases de efecto invernadero debidas a la producción de energía (eléctrica y térmica) pueden ser reducidas mediante el uso de fuentes de energía alternativa como la energía nuclear y fuentes de energía renovable (solar, eólica, mareomotriz...). Se espera que las energías renovables alcancen una gran importancia en nuestra futura demanda de energía, sin embargo, hasta que estas fuentes de energía no proporcionen la suficiente cantidad de energía para abastecer nuestras demandas y hasta que su coste y estabilidad mejoren respecto a los combustibles fósiles, éstos permanecerán en una importante posición en el reparto de energía para el futuro próximo [4].

El consumo de energía en el mundo ha aumentado significativamente desde 1992 y continuará con esta tendencia debido a la combinación de crecimiento demográfico, desarrollo económico e industrialización en el mundo entero. Según el IEA [1], la demanda de carbón mundial aumenta en promedio el 2% anual, y su proporción en la demanda mundial de energía asciende del 26% en 2006 al 29% en 2030 debido a la abundancia, bajo coste y seguridad que caracteriza a esta fuente de energía.

Es evidente la actual preocupación pública sobre los temas relacionados con las emisiones de los gases de efecto invernadero, en especial del  $\text{CO}_2$ , y por todo ello son diversos los acuerdos internacionales sobre mitigación de emisiones. Estos convenios llevan a una política común de reducción substancial de los gases de efecto invernadero, como el Protocolo de Copenhague, el cual reemplazó al previo Protocolo de Kyoto y dicta nuevos compromisos internacionales en el período post 2012, los cuales no se encuentran totalmente definidos, o el

Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático, conocido por el acrónimo en inglés IPCC.

Por todo esto, se vuelve necesario llevar a la práctica distintas estrategias para reducir las emisiones de dióxido de carbono en los procesos de producción de energía mediante la quema de combustibles fósiles, entre las cuales pueden estar la mejora de la eficiencia de los procesos y las tecnologías de captura y almacenamiento de dióxido de carbono.

El proceso de captura y almacenamiento de  $\text{CO}_2$  (CAC), consiste en la separación del  $\text{CO}_2$  presente en los gases emitidos por la industria para transportarlo e inyectarlo en formaciones geológicas adecuadas y seguras para confinarlo por un tiempo prolongado. De esta forma se reduce la cantidad de  $\text{CO}_2$  emitida a la atmósfera.

En procesos de combustión convencionales, los cuales utilizan aire para oxidar, el  $\text{CO}_2$  se encuentra diluido en  $\text{N}_2$ . La captura de  $\text{CO}_2$  en estos procesos de combustión convencionales es un proceso costoso debido al gran volumen de gases generado y por tanto al gran volumen de gases que es necesario tratar [5,6]. Para lidiar con este problema, diversos procesos se han sugerido como promesa para obtener el  $\text{CO}_2$  en forma pura de los procesos de combustión, lo que facilita su posterior captura. Estos pueden ser generalizados en tres principales categorías: postcombustión, precombustión y oxidación.

Este proyecto se centra en la tecnología de Oxidación, en la cual la combustión se realiza con oxígeno libre de nitrógeno, lo que hace que los gases de combustión estén constituidos casi exclusivamente por  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ , que se separa de forma relativamente sencilla por condensación. Para no alcanzar temperaturas excesivamente elevadas parte del  $\text{CO}_2$  producido en la combustión es recirculado para diluir al oxígeno a utilizar. Este proceso requiere la producción de  $\text{O}_2$  y disposiciones especiales para poder realizar la combustión, pero constituye una alternativa prometedora. El proceso básico de funcionamiento de esta tecnología de captura y almacenamiento de dióxido de carbono puede verse a continuación, en la ilustración 1:

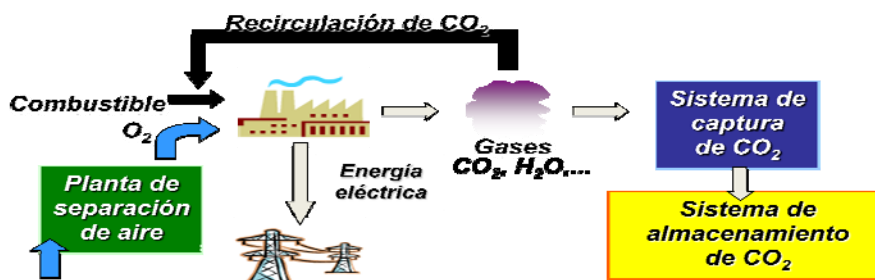


Ilustración 1. Esquema básico de funcionamiento de la tecnología de oxidación

Actualmente, no existe ninguna planta de oxidación a nivel industrial en operación; lo más cercano a este nivel comercial que se puede encontrar es una planta de oxidación con caldera de carbón pulverizado (30  $\text{MW}_e$ ), situada en Vattenfall (Alemania). Sin embargo, existen numerosos estudios teóricos y empíricos en plantas piloto de menor escala (Estados Unidos, Canadá, Europa y Japón), los cuales han estudiado este proceso y evaluado su viabilidad económica tanto si se implantara en una planta existente o en una nueva planta. Cabe citar que con respaldo de la comisión europea, se está llevando a cabo el proyecto español Endesa-CIUDEN, el cual contempla la construcción de una planta de 30  $\text{MW}_t$  para

demostrar la validez de la tecnología de Oxidación en caldera de Lecho Fluido Circulante (CFB).

La planta piloto experimental a estudiar en este proyecto realiza la combustión en lecho fluido, una tecnología de combustión que permite una mayor flexibilidad en el uso del combustible (carbón, biomasa, residuos...), además de un mayor aprovechamiento del combustible y una mejor transferencia del calor producido durante la combustión. Esta tecnología consiste en desarrollar la combustión en el seno de una masa en suspensión de partículas de combustible, cenizas y un inerte, los cuales son fluidizados por una corriente oxidante ascensional. La combinación de ambas tecnologías convergerían en un uso del carbón limpio, bajo en emisiones. Hasta ahora el proceso de oxidación se ha estado investigando principalmente para su uso en calderas de carbón pulverizado. Sin embargo, se cree que la tecnología de lecho fluido es muy apropiada para este sistema de combustión, debido a las diversas ventajas que ofrece. Algunas de estas ventajas son la posibilidad de operar con mayores concentraciones de  $O_2$ , lo cual se plantea y supondría una disminución en el flujo de gases con su consecuente reducción de coste de los equipos. Además, esta tecnología de combustión permite reducir las emisiones de  $SO_x$  y  $NO_x$  (térmico) con respecto a otras tecnologías de combustión de carbón pulverizado, debido a la alimentación de sorbentes cálcicos los cuales logran un alto grado de retención de azufre en el mismo además de amortiguar el efecto de las posibles fluctuaciones en el poder calorífico del combustible, controlando la temperatura en el lecho.

Aunque se han desarrollado numerosos estudios que aseguran un elevado contenido de  $CO_2$ , próximo al 95 %, en las corrientes gaseosas a la salida de las calderas tradicionales de carbón pulverizado cuando se aplica la técnica de la oxidación, es necesario estudiar cómo afecta a las características generales de combustión su uso en lechos fluidos. Lo cual es uno de los objetivos principales de la implantación de la planta piloto de estudio.

Existen dos tipos de combustores de lecho fluido, atendiendo al grado de fluidización del lecho y, por tanto, a la velocidad de fluidización, burbujeante y circulante. En la planta piloto de oxidación a modelar la combustión se realiza en el seno de un lecho fluido burbujeante, el cual trabaja a velocidades de fluidización bajas y se caracteriza por permanecer en el lecho la mayor parte de los sólidos. Únicamente una parte, normalmente inferior al 10 %, se arrastra con los gases de combustión.

Otro aspecto innovador que presenta la planta experimental y en el cual se focaliza este proyecto se trata de la recirculación de los gases de combustión. El objetivo de esta técnica consiste en disminuir la concentración de oxígeno en los gases de entrada al lecho para reducir la elevada temperatura que se alcanzaría con un porcentaje de este gas elevado, además de proporcionar el volumen de gas necesario para operar con una velocidad de fluidización adecuada. Actualmente, el lecho fluido de CTEC-Ottawa (0,1 MW), es el único que opera bajo condiciones de oxidación con recirculación de los gases de escape [7,8]. A esta novedosa técnica se une el lecho fluido en el que se centra el actual proyecto.

Una de las ventajas de los lechos fluidos es, como se ha mencionado anteriormente, su flexibilidad ante el uso de combustibles, permitiendo el uso de biomasa y residuos. La combustión de biomasa para su posterior captura y almacenamiento de  $CO_2$  se aproxima al halagüeño concepto de reducción de las emisiones por debajo de cero [9,10]. En la planta

piloto a estudiar se trabaja con una mezcla de carbón y biomasa, considerando con anterioridad la influencia en el proceso del uso de este combustible.

## 1.2 Objetivos y alcance

El inicio del proyecto se sitúa dentro de la investigación y desarrollo de la planta experimental de oxidación. En el final de una larga fase de puesta en marcha y en el comienzo de una amplia y satisfactoria fase de pruebas y análisis de éstas. La última fase de la puesta en marcha de la planta incluye el uso de la biomasa junto con el carbón además de la aplicación de la recirculación de los gases de combustión. Recircular los gases de salida permite asemejar la operación de la planta piloto a una planta a gran escala, además de reducir notablemente el coste de operación. Por estos motivos, el estudio exhaustivo de la recirculación de la planta piloto y su aplicación, se convierte en un punto clave en la instalación, siendo éste el objetivo del trabajo aquí presentado.

Habiendo presentado el objetivo general del proyecto se pueden distinguir otras metas con un carácter más concreto como pueden ser:

- La realización de un software informático que permita caracterizar los balances másicos involucrados en el lecho fluido de la planta piloto cuando se realiza la recirculación. Éste programa, creado a partir de balances másicos y correlaciones empíricas, debe prever con anterioridad las emisiones y flujos que tienen lugar en el lecho fluido bajo unos determinados parámetros de operación. Además, debe mostrar qué elementos y cómo deben ser variados en la planta piloto para recircular según las condiciones establecidas.
- Análisis teórico de los resultados obtenidos mediante la simulación del programa, obteniendo conclusiones respecto a la necesidad de una futura condensación del vapor de los gases recirculados, la influencia de las infiltraciones de aire en la planta y las variaciones de las principales variables de interés para distintas proporciones de recirculación.
- Diseño, simulación, implementación y validación de un control automático de la recirculación, el cual permita un ajuste preciso, rápido y automático de ciertas variables del proceso, eliminando errores y facilitando la operación de la planta.
- Aplicación de la técnica de recirculación en la planta experimental de oxidación, comparación de los resultados del programa de simulación con los experimentales y comprobación del correcto funcionamiento del controlador.

## 1.3 Estructura del proyecto

La memoria del trabajo aquí presentado se divide en cinco grandes capítulos, los cuales se explican a continuación:

- El presente y primer capítulo constituye la **introducción**. En éste, se sitúa al lector en el tema y se plantea en líneas generales el proyecto, detallando los objetivos marcados y procedimientos desarrollados.

- El capítulo 2 concierne el **modelo de la planta**. De una manera deductiva, se parte con una descripción global del sistema, y se continúa con la recirculación de los gases de escape y la necesidad de crear un modelo para su caracterización. Finalmente, se detalla el modelo desarrollado.
- En el capítulo 3 de la memoria, se describen los programas que constituyen la **simulación** efectuada, así como los resultados teóricos obtenidos de ésta.
- El cuarto capítulo se corresponde con el **control de la recirculación**. En este apartado se describe de manera breve todo el proceso llevado a cabo desde la identificación del proceso, diseño del controlador y su simulación, hasta su implementación y validación con pruebas en frío en la planta.
- La validación de los resultados mediante la **experimentación** en la planta piloto se expone en el capítulo 5 de la memoria.
- Para finalizar, el sexto y último grupo, en el cual se abordan las **conclusiones** derivadas de los resultados obtenidos en el desarrollo del proyecto, tanto teóricos, con el programa de simulación, como empíricos, de las pruebas realizadas. Además, incluye unas breves líneas sobre las líneas de investigación que han surgido con el desarrollo del mismo y futuros cambios sugeridos para la progresión de la planta de oxidación.

## 1.4 Métodos y técnicas

El procedimiento aplicado para el desarrollo del proyecto se muestra de manera esquemática, para una mejor comprensión, en la siguiente ilustración:

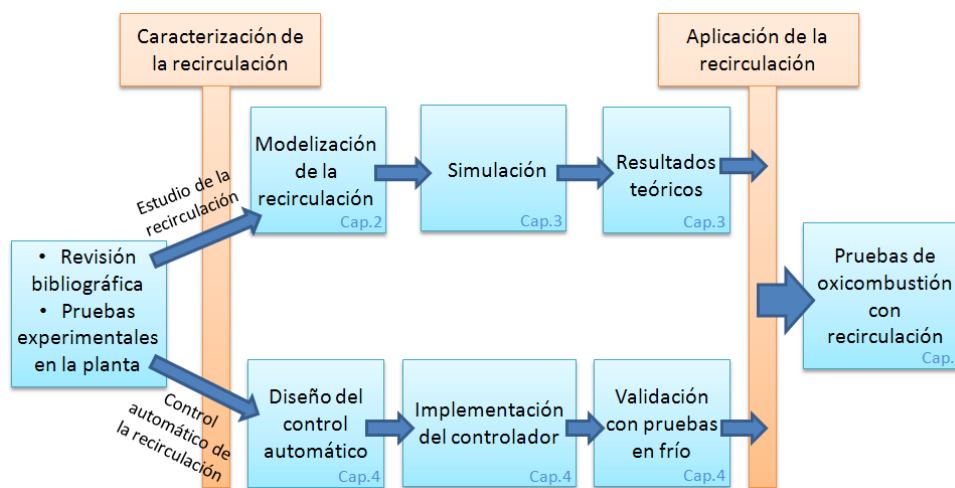


Ilustración 2. Etapas del proyecto

En el esquema anterior se puede ver como por medio de una revisión bibliográfica de artículos relacionados con la técnica de oxidación y un análisis de pruebas experimentales realizadas en la planta tanto en frío como en caliente se procede paralelamente al estudio de la recirculación mediante la simulación y a la automatización de este proceso mediante la implementación de un controlador, con el objetivo final de aplicar la técnica de recirculación a la planta piloto de estudio, y servir, además, para incrementar el campo de conocimiento y su aplicación, para posibles plantas futuras.



## 2. CONSTRUCCIÓN DEL MODELO DE LA PLANTA

La planta piloto de oxicomcombustión a simular en este proyecto está diseñada para realizar cocombustión de carbón y biomasa con diferentes mezclas de oxígeno y dióxido de carbono recirculado procedente de los gases de combustión. La potencia de diseño es de 90 kW<sub>t</sub>, aunque permite trabajar en un rango de potencia 30-96 kW de manera estacionaria. El potencial de la planta reside en su flexibilidad a la hora de realizar experimentos así como en su tamaño, más próximo al de una planta piloto que al de un laboratorio. Diversas pruebas de combustión con aire y oxicomcombustión han sido llevadas a cabo desde su construcción en 2007 pero ha sido este año, 2010, en el cual se comenzaron a realizar pruebas de oxicomcombustión con biomasa y carbón. Una vez la planta y su recirculación se encuentren caracterizadas, objetivo general de este proyecto, se plantea la posibilidad de la recirculación.

Se trata de una instalación innovadora ya que pocos han sido los estudios llevados cabo sobre la oxicomcombustión en lecho fluidos, pero todavía más novedoso es la combustión de carbón y biomasa en una instalación de estas características. Diferentes publicaciones sobre este tema, oxicomcombustión en lechos fluidos, señalan el alto potencial de operación y viabilidad de ésta técnica. La tabla 1 recoge los grupos de investigación que actualmente estudian esta técnica de captura de CO<sub>2</sub> con este particular reactor:

Grupo de investigación	Ref.	kW <sub>t</sub>	Tipo de lecho fluido
VTT	[11]	30-100	Circulante
University of Utah	[12,13]	100	Circulante
Czestochowa University of Technology	[14]	300	Circulante
Canmet	[15]	100	Circulante
CTEC-Ottawa	[7, 8]	0,1	Circulante

Tabla 1. Grupos de investigación de oxicomcombustión en lecho fluido

### 2.1 Descripción de la planta

Numerosos equipos e instrumentos son necesarios en la planta experimental de estudio para operar estacionariamente según las condiciones deseadas además de permitir analizar y controlar la mayor parte de las variables implicadas en el proceso. A continuación, se presenta en la ilustración 3, un esquema general de la planta experimental donde se puede observar los principales equipos utilizados:

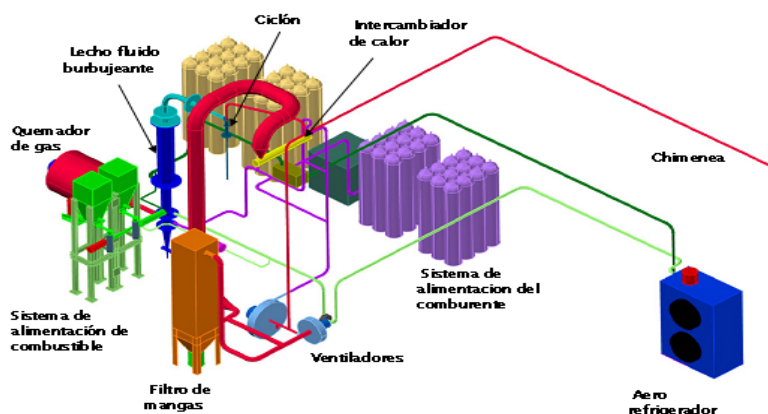


Ilustración 3. Esquema general del reactor de lecho fluido a simular

En la sección 1 del Anexo I se encuentra un esquema más detallado de la planta, en el cual aparece toda la instrumentación y valvulería de la planta de oxidación. La sección 4 de este mismo anexo, incluye fotografías de la planta de oxidación y de algunos de los equipos instalados.

Para una explicación más sencilla y comprensible de los distintos equipos se dividirá la planta en 6 subsistemas menores dependiendo de su funcionalidad:

#### **I. Sistema de alimentación de combustible**

Formado por dos tolvas para almacenar los combustibles, dos tornillos sinfín dosificadores y uno mezclador para alimentar el lecho con biomasa, carbón y caliza.

#### **II. Sistema de alimentación de comburente**

Doble batería de botellas de  $O_2$  y de  $CO_2$ , un mezclador de gases y un depósito de mezclado son los equipos encargados de suministrar a la instalación el oxígeno y el dióxido de carbono necesario para la quema del combustible.

#### **III. Lecho fluido burbujeante**

Consiste en un reactor de lecho fluido burbujeante donde se lleva a cabo la reacción de combustión de la biomasa y el carbón. En la parte superior se encuentra el freeboard, zona libre de partículas donde se reduce la velocidad de los gases de combustión. Además, el lecho posee un sistema neumático de extracción de cenizas en la parte inferior.

#### **IV. Circuito de gases**

En el cual se puede distinguir el circuito de los gases salida, el circuito de los gases entrada o alimentación y el circuito de recirculación de los gases de salida. Además consta de los diversos equipos necesarios para la limpieza de los gases que abandonan el lecho fluido, como el ciclón el cual elimina las partículas sólidas más gruesas que pueda arrastrar la corriente de gases y un filtro de mangas encargado de eliminar las más finas.

#### **V. Sistema de refrigeración**

Cuya finalidad es controlar la temperatura del lecho y de otros equipos como el depósito de cenizas, el ciclón y el intercambiador de calor. Éste sistema también consta de un aerorefrigerador.

#### **VI. Instrumentación, control y sistemas auxiliares**

La instalación consta de medidores de presión, temperatura y caudal además de la valvulería necesaria y ventiladores, los cuales conectados a controladores lógicos programables permiten el análisis y control de ésta. Los principales componentes del gas de entrada y salida ( $CO$ ,  $CO_2$ ,  $NO_x$ ,  $SO_2$  y  $O_2$ ) pueden ser medidos en un analizador de gases.

A la hora de operar son varios los parámetros a seleccionar para realizar la prueba, los cuales influyen notablemente en el rango de caudales, temperaturas, presiones y

concentración de especies a la salida. En el Anexo I.2 se encuentra una tabla con los valores de diseño de los principales parámetros del sistema. Estas variables a decidir previo a operar son:

### **I. Tipo, características y proporciones del combustible**

En las pruebas llevadas a cabo hasta el momento se ha trabajado con distintos tipos de combustible, antracita y biomasa, cuyas características pueden encontrarse en el Anexo II. El tipo de combustible utilizado así como la proporción de carbón/biomasa en caso de llevar a cabo una oxidación son variables muy influyentes en el proceso.

### **II. Características de la materia inerte**

La materia inerte del lecho está formada por cenizas y caliza, la cual permite retener el azufre del combustible introducido.

### **III. Exceso de oxígeno**

Influye fuertemente en la eficiencia de la combustión así como en los caudales y en las especies a la salida.

### **IV. Proporción de recirculación**

Parámetro muy influyente en eficiencias y especies a la salida además de otros parámetros que se estudiarán más adelante como la velocidad de los gases en la entrada del lecho y la temperatura. La planta piloto está diseñada para recirculación húmeda de los gases de combustión, es decir, no dispone de un condensador.

### **V. Proporción de oxígeno en la entrada**

El porcentaje de  $O_2$  respecto al flujo de gases total a la entrada es un parámetro a elegir en la operación, el cual influye apreciablemente en el caudal de  $CO_2$  o de recirculación necesarios para trabajar con el porcentaje de  $O_2$  deseado y en la temperatura del lecho.

## **2.2 Recirculación de gases**

La combustión de carbón y/o biomasa con oxígeno puro da lugar a muy elevadas temperaturas de combustión. Para disminuir esta elevada temperatura se utiliza la técnica de la recirculación en la tecnología de oxidación, mediante la cual parte de los gases de salida del sistema son recirculados, de modo que se disminuye la concentración de  $O_2$  a la entrada y por tanto disminuimos la temperatura en el lecho. Este control de la temperatura proporciona notables ventajas como la reducción del  $NO_x$  térmico. Además, este flujo de gases recirculado permite asegurar un flujo de gas a la entrada del lecho suficiente para mantener una velocidad de fluidización específica tal que las partículas se mantengan en suspensión y pase únicamente una reducida parte de estas al ciclón.

La recirculación de los gases de combustión es una práctica normal en la oxidación, pero es casi inexistente la literatura de esta técnica aplicada a lechos fluidos. Foster Wheeler junto con CanmetEnergy's fueron los primeros que empezaron a operar con una planta de oxidación con recirculación de los gases de salida [8]. Más tarde han sido más grupos de

investigación los que se han unido al estudio de esta técnica de captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>, como se puede apreciar en la tabla 2:

Grupo de investigación	Ref.	MW <sub>t</sub>	Tipo de recirculación	Tipo de reactor
Vattenfall	[16]	30	Seca/Húmeda	C. carbón pulverizado
B&W and Air liquide	[17]	30	Seca	C. carbón pulverizado
ANL	[18]	3	Seca/Húmeda	C. carbón pulverizado
IFRF	[19]	2,5	Húmeda	C. carbón pulverizado
B&W	[20]	1,5	Seca	C. carbón pulverizado
IHI	[21]	1,2	Seca/Húmeda	C. carbón pulverizado
E.ON	[22]	1	Húmeda	C. carbón pulverizado
IVD	[23]	0,5	Húmeda	C. carbón pulverizado
CANMET	[24]	0,3	Seca/Húmeda	C. carbón pulverizado
Doosan Babcock	[25]	0,16	Seca	C. carbón pulverizado
Chalmers	[26]	0,1	Seca	C. carbón pulverizado
TU-Dresden	[27]	0,05	Seca	C. carbón pulverizado
CTEC-Ottawa	[7,8]	0,1	Seca	Mini-Lecho fluido circulante

**Tabla 2. Grupos de investigación de oxidación con recirculación de los gases de combustión**

Como se ha mencionado anteriormente, hasta hace pocos años la mayoría de las investigaciones en la tecnología de oxidación se centraban únicamente en las calderas convencionales de carbón pulverizado, como se puede ver en la tabla anterior. Pero fue en 2007 en CETC-Ottawa [7,8] donde se comenzó a estudiar este proceso de oxidación en una mini-caldera de lecho fluido circulante. De modo que la aplicación de la recirculación en una planta de oxidación en lecho fluido supone una técnica novedosa y a la vez atrayente.

No ha sido identificada hasta el momento la proporción de recirculación de los gases de salida óptima. La elección de este ratio puede tener una gran influencia en la operación, debido al aumento en la entrada de especies como vapor de agua, NO<sub>x</sub>, SO<sub>2</sub> o CO inexistentes en la entrada si no se recicla y en el mantenimiento de la planta, debido a la corrosión producida por algunos gases formados en la combustión y que se reciclarían [24].

Particularmente, la aplicación de la tecnología de recirculación en la planta piloto de estudio permite asemejar el comportamiento de ésta al de una planta comercial, facilitando información para realizar escalados mayores con más fiabilidad. Además, supone eliminar los problemas derivados del suministro de CO<sub>2</sub> de botellas debidos a la falta de flujo de este gas por su congelación y a la diferencia de presiones de ambos gases suministrados de las botellas, CO<sub>2</sub> y O<sub>2</sub>. Una de las ventajas más notorias de la aplicación de la recirculación en la planta piloto es la elevada reducción en el coste de operación debido a la reducción en el caudal de botellas, tanto de O<sub>2</sub> como de CO<sub>2</sub>, suponiendo un ahorro aproximado de 300 € cada 2 horas de prueba. Todo ello hace evidente el interés que suscita la recirculación de gases en la instalación, y por lo tanto, también la necesidad de su caracterización para la posterior aplicación.

El paso de operación en la planta piloto de estudio bajo condiciones de oxidación sin recirculación a oxidación con recirculación de los gases de salida supone una

necesidad de actuación en la planta tal que se ajuste el caudal de gases procedente de las botellas, Cbot, según el oxígeno necesario en la combustión y la proporción de gases recirculados. De esta manera el flujo molar de los gases de entrada al lecho permanecerá constante en ambas situaciones y, por tanto, también la velocidad de fluidización.

## 2.3 Modelo

Para llevar a cabo el objetivo principal del presente proyecto, caracterización de la recirculación de la planta piloto, es preciso realizar un modelo de los principales balances másicos que tienen lugar en la instalación. La aplicación de este modelo en el programa de simulación, detallado en el capítulo 3, permite el estudio y evaluación de la influencia de la recirculación en diversas variables del proceso y proporciona ventanas de operación para su aplicación.

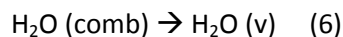
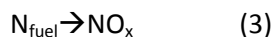
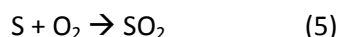
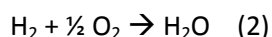
Por medio de 7 subapartados diferentes se detalla el modelo desarrollado de la planta piloto y se presentan las reacciones, simplificaciones y correlaciones utilizadas en éste. Los principales procesos que se han tenido en cuenta a la hora de desarrollar el modelo se desarrollan en las 5 primeras secciones, apdo. 2.3.1-2.3.5, y son la combustión del carbón y/o biomasa, la calcinación del azufre introducido con el combustible, las emisiones de especies difíciles de predecir teóricamente como el  $\text{NO}_x$  y  $\text{CO}$ , el balance de partículas en el reactor y la entrada de aire en el sistema, lo cual supone un grave problema para esta técnica de captura de  $\text{CO}_2$ . La proporción de recirculación ideal en la planta piloto de oxidación es aquella que maximice el flujo de gases recirculados tal que elimine el consumo de flujo de botellas de  $\text{CO}_2$  y permita además, disponer de una temperatura y velocidad de fluidización adecuada para la combustión. Otro factor para analizar la recirculación ideal sería aquel que maximizara la concentración de  $\text{CO}_2$  en los gases de escape. Sin embargo, existen diversos factores que limitan el caudal de recirculación, como son el flujo máximo de gas en la entrada y la cantidad de vapor de agua máxima con la que se desea operar, los cuales se exponen en los dos últimos apartados del presente capítulo, apdo. 2.3.6 y 2.3.7.

### 2.3.1 Combustión

Las reacciones químicas que tienen lugar en el sistema de estudio son reacciones de oxidación las cuales liberan gran cantidad de calor que se aprovecha para la generación de energía generalmente. En este caso el elemento que arde, el combustible, se trata de carbón y/o biomasa, y el comburente, oxígeno en forma de  $\text{O}_2$  gaseoso, el cual viene diluido con los gases de combustión debido a la recirculación y el dióxido de carbono de las botellas.

La reacción del combustible con el oxígeno origina sustancias gaseosas como  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{NO}_x$  (dependiendo de la temperatura),  $\text{SO}_2$  (si el combustible contiene azufre) y  $\text{N}_2$  (debido a la traza de las botellas e infiltraciones) principalmente, los cuales son llamados los gases de combustión.

Las reacciones de combustión de la biomasa y/o carbón que se han tenido en cuenta para construir el modelo de simulación y cuyos productos se miden experimentalmente a la salida de la planta experimental, se muestran a continuación:



Además, también hay que considerar algunas especies de la recirculación ( $\text{H}_2\text{O(v)}$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{CO}_2$ ) que permanecen sin reaccionar.

### 2.3.2 Desulfuración

La combustión en un reactor de lecho fluido permite una notable reducción de las emisiones de  $\text{SO}_x$ . Los óxidos de azufre son una de las principales fuentes de contaminación de las centrales convencionales y uno de los compuestos más perjudiciales emitidos por estas junto con el  $\text{CO}_2$  desde un punto de vista medioambiental, ya que es el responsable de la lluvia ácida.

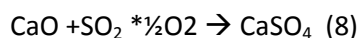
Esta desulfuración en los lechos fluidos se consigue alimentando con el combustible un absorbente (en nuestro caso caliza, aunque también puede ser dolomita), el cual se mantiene en suspensión con el combustible, reaccionando químicamente con los gases sulfurosos y generando residuos sólidos que son retirados en la base del lecho.

Este proceso de retención de  $\text{SO}_2$  ha sido tema principal de muchas líneas de investigación de lechos fluidos operando con aire como comburente. Sin embargo, hoy en día son pocos los estudios existentes sobre el proceso de sulfatación en lechos fluidizados burbujeantes en condiciones de oxidación ya que se trata de una tecnología de captura de  $\text{CO}_2$  sumamente reciente.

Es bien conocido que el proceso de retención de azufre por sorbentes cálcicos depende fuertemente de la temperatura del combustor y de la presión parcial del  $\text{CO}_2$ . Debido a las concentraciones más elevadas de  $\text{CO}_2$  en los procesos de oxidación que en los convencionales con aire, hace que los procesos que tienen lugar en la retención de azufre no queden suficientemente claros y fijados.

Una vez consideradas y analizadas todas las reacciones que pueden tener lugar en el proceso de desulfuración, se admite como correcto tener en cuenta aquellas que se dan principalmente en centrales de lecho fluido cuando se opera con aire, ya que es conocido que el comportamiento del sistema es similar cuando se trabaja bajo condiciones de oxidación con proporciones de  $\text{O}_2$  próximas a 30 % [28].

De modo que las reacciones que se tendrán en cuenta en la simulación son las reacciones globales propias de la calcinación:



Estas reacciones son las dominantes en condiciones de combustión con aire pero cuando se trabaja con oxígeno (oxidación), la concentración elevada de  $\text{CO}_2$  hace que la reacción primera se desplace hacia la izquierda, de modo que cuando la temperatura no es

muy elevada y la proporción de CO<sub>2</sub> elevada tiene lugar la siguiente reacción, llamada desulfuración directa:



Este modelo supone que en el caso de que no haya suficiente CaO debido a una temperatura baja en el lecho, tendrá lugar la reacción (9). Esta suposición puede aplicarse correctamente ya que se opera en la planta de oxidación con cantidades de caliza muy superiores a las de azufre alimentado con el combustible de modo que se producirá siempre una desulfuración casi completa, como se ha comprobado experimentalmente.

La desulfuración depende de muchos factores, pero el más determinante es la temperatura de operación. Más particularmente, este parámetro influye directamente en la formación de cal viva, como se observa en la tabla 3, empleada en la programación y la cual representa el porcentaje de CaO formado respecto al CaCO<sub>3</sub> introducido en función de la temperatura de operación:

T [°C]	%CaO formado
20	0,01
700	0,1
750	0,15
800	0,2
850	0,9
900	0,99
950	0,99
1000	0,99

**Tabla 3. Porcentaje de cal viva formada [21]**

Por otra parte, el estudio de la eficiencia de captura de azufre media observada en las pruebas realizadas hasta el momento, permite un ajuste más preciso del modelo de desulfuración del lecho al comportamiento real de la planta. Para el cálculo de esta eficiencia se procede a realizar un balance total del azufre presente en la combustión. El procedimiento seguido para su cálculo puede encontrarse en el Anexo III.3. Finalmente se obtiene una eficiencia de captura de azufre media próxima al 100 %, debido al elevado ratio Ca/S. Esta eficiencia es similar en oxidación y en oxidación, como se puede observar en la Tabla 4:

eficiencia de la captura de azufre	
oxidación	oxidación
0,997	0,991

**Tabla 4. Eficiencia de la captura de azufre**

De modo que se toma el valor constante de 0,99 para el modelo de desulfuración del sistema de estudio.

### 2.3.3 Emisiones

En la combustión se forman una serie de compuestos, gases de combustión y finas partículas como cenizas e inquemados. Este producto formado en el proceso de combustión recorre, en el presente caso, una serie de etapas para limpiarlo de las posibles partículas

contenidas en éste antes de ser expulsado a la atmosfera. Sin embargo, el problema radica en la composición de estos gases.

En una combustión completa los gases de combustión suelen estar formados por CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, SO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>. Pero la combustión de cualquier combustible es una reacción química compleja y en mayor o menor proporción, se producen óxidos de nitrógeno (NO<sub>x</sub>) y productos de combustión parcialmente oxidados, como el CO.

Debido a la necesidad de disponer de un modelo sencillo de cálculo de las emisiones de los óxidos de nitrógeno y el monóxido de carbono para la predicción de su comportamiento, se ha llevado a cabo una caracterización empírica de estos gases mediante el desarrollo de correlaciones a partir de las pruebas realizadas en la planta piloto hasta el momento. De modo que estos ajustes empíricos permiten realizar una primera estimación para el estudio de la acumulación de las distintas especies al aplicar la técnica de la recirculación en distintas proporciones, para más tarde realizar estudios más detallados e incorporarlos fácilmente al programa de simulación. Cabe mencionar la carencia de estudios respecto al comportamiento de estos gases en oxidación y la complejidad del desarrollo de un modelo teórico de predicción, el cual sobrepasa el alcance del proyecto. Los combustibles empleados en las pruebas analizadas para la realización del modelo de la planta son antracita y biomasa únicamente.

A continuación se desarrolla brevemente el proceso llevado a cabo para el cálculo de las correlaciones empíricas que permiten aproximar las emisiones de estos gases difíciles de examinar teóricamente:

### Monóxido de carbono, CO

La metodología llevada a cabo el cálculo del modelo empírico de las emisiones de CO de nuestra instalación de estudio consistió en evaluar la influencia en la formación de este gas de parámetros de operación como la velocidad de fluidización, el exceso de oxígeno, el porcentaje de oxígeno a la entrada y la temperatura en el lecho. Para analizar dicha influencia se analizan las variaciones observadas en la relación de la conversión del carbono del combustible a CO [30]:

$$CR_{C \rightarrow CO} = \frac{C_{fg}^{CO}}{C_{fg}^{CO_2+CO}} = \frac{[CO]}{[CO_2]+[CO]} \left[ \frac{kmol_C}{kmol_C} \right] \quad (10)$$

Analizando los resultados obtenidos se puede distinguir que las variables más influyentes en el proceso y que marcan una tendencia clara en la formación de monóxido de carbono son el exceso de oxígeno y la velocidad de fluidización. Algunos de los resultados de este estudio se pueden encontrar en el Anexo III.1.

Finalmente, mediante una regresión multivariable con las dos variables más influyentes en la formación de monóxido de carbono, se calcula el  $Ratio_{C \rightarrow CO}$ , el cual sirve para aproximar el comportamiento de las emisiones de este gas para la planta piloto de oxidación. El ratio deducido se muestra en la ecuación (11), en %, en función de la velocidad de fluidificación,  $U_f$ , en [m/s], y el exceso de oxígeno, en %:



$$Ratio_{C \rightarrow CO} = 1.905 - 0.224 * U_f - 0.014 * exceso_{O_2} \left[ \frac{kmol C}{kmol C} \right] \quad (11)$$

La velocidad de fluidización se sitúa en el siguiente rango de valores [0,7-1,4 m/s], además se considera siempre un exceso de oxígeno en la operación. Este ratio permite estudiar la eficiencia de la combustión, mediante la siguiente fórmula:

$$ef_{combustión} = \frac{m_{Calim} - m_{C_{quemado}} - m_{C \rightarrow CO}}{m_{Calim}} \quad (12)$$

### Óxidos de Nitrógeno, NO<sub>x</sub>

Es extensa la literatura que estudia la formación de NO<sub>x</sub> en reactores de lecho fluido, pero todavía existen pocas referencias en la bibliografía especializada en lechos fluidos burbujeantes bajo condiciones de oxidación. Sin embargo, existen referencias que ayudan a comprender los factores más influyentes en la formación de NO<sub>x</sub>.

Se ha demostrado que la formación de NO<sub>x</sub> se ve reducida con la aplicación de la tecnología de oxidación debido a la rápida reducción del NO<sub>x</sub> recirculado [31,32]. Por otra parte, la combustión en un reactor de lecho fluido permite un mejor control de la temperatura reduciendo la formación de este gas respecto a otras tecnologías como los reactores de carbón pulverizado.

Diversos artículos [31,33], concluyen que el ratio de conversión del nitrógeno contenido en el combustible a NO<sub>x</sub> incrementa con la concentración de oxígeno y la temperatura en el lecho. El nitrógeno restante pasa a formar N<sub>2</sub>.

De modo que para el cálculo del modelo empírico de las emisiones de NO<sub>x</sub> se lleva a cabo de manera similar que para el CO explicado anteriormente. De la misma manera, algunos de los resultados obtenidos en este estudio pueden encontrarse en el Anexo III.2. Finalmente, calculando el  $Ratio_{N \rightarrow NO_x}$  para la planta de estudio, en tanto por uno, y realizando la regresión multivariable de las 2 variables más influyentes de este ratio, el exceso de O<sub>2</sub>, en %, y la temperatura en el lecho, en [°C], se obtiene:

$$Ratio_{N \rightarrow NO_x} = -2,139 + 0,003 * T_{lecho} + 0,002 * exceso_{O_2} \left[ \frac{kmol N}{kmol N} \right] \quad (13)$$

### 2.3.4 Flujos másicos de las partículas

Un lecho fluido está formado por el combustible alimentado (aproximadamente un 5 % del peso total del lecho) y el lecho propiamente dicho, cenizas, caliza y residuos de la desulfuración.

En el proceso de combustión en un lecho fluido, estas partículas pueden llevar a cabo diversos caminos como se observa en el balance de masa global de las partículas del lecho mostrado gráficamente en la ilustración 4 o con mayor detalle en el Anexo IV. En esta ilustración se puede apreciar cómo una proporción de las partículas que componen el lecho son arrastradas, abandonando el lecho junto con los gases de combustión. La proporción de caliza que es arrastrada es despreciable (menor a un 2 % de la masa total arrastrada) debido a su mayor tamaño de partícula, por lo que la masa arrastrada está constituida principalmente

por combustible inquemado y cenizas. Otra proporción de partículas, sin embargo, es evacuada mediante el sistema neumático de extracción de cenizas con el objetivo de mantener una altura de lecho constante.

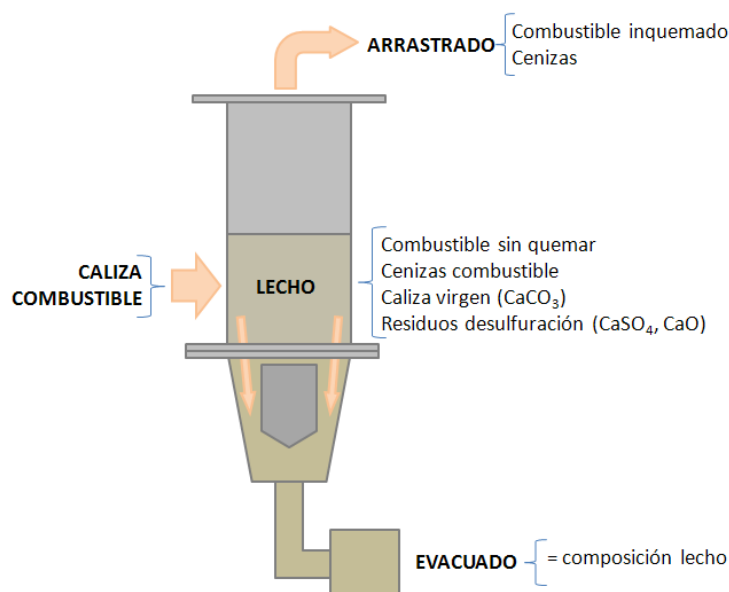


Ilustración 4. Esquema del flujo másico de los sólidos en el lecho

Para el cálculo de la eficiencia de la combustión, ecuación (12), se precisa del conocimiento del combustible inquemado, el cual se calcula mediante el balance de partículas desarrollado anteriormente y parámetros empíricos como la proporción de arrastrados y la proporción de inquemados cuyos procedimientos de cálculo se detallan en el Anexo IV.

### 2.3.5 Infiltraciones

Las plantas de combustión convencionales que operan con aire como comburente mantienen un tiro equilibrado de forma que la presión en el reactor se encuentra en torno a cero (relativa). De esta manera, el circuito de gases posterior al reactor se encuentra en depresión, evitando fugas y proporcionando, por lo tanto, seguridad. Al operar en depresión se pueden producir infiltraciones, las cuales en el caso de estar ante la tecnología de Captura y Almacenamiento de  $\text{CO}_2$ , reducen la eficiencia de captura de éste al aumentar la concentración del oxígeno y del nitrógeno en la salida.

Después de la condensación del vapor de agua de los gases de escape, la corriente de  $\text{CO}_2$  de escape alcanzará una pureza de 70-95 %, según los estudios llevados a cabo en esta tecnología de oxidación. Esta pureza depende fuertemente de la cantidad de gases no condensables presentes en los gases de combustión, como el exceso de oxígeno (requerido para asegurar una combustión completa del combustible) y nitrógeno (debido a la impureza de las botellas de  $\text{O}_2$  y a la entrada de aire) [34].

Al operar en condiciones de oxidación, se cree que las infiltraciones en el reactor y en los conductos de los gases de combustión podrían constituir alrededor de un 3 % del flujo másico de los gases de salida del lecho para una nueva planta [35]. Para una planta antigua se podrían dar unos ratios de infiltraciones de 8-16 % [36]. Generalmente, los artículos sobre esta tecnología de captura de  $\text{CO}_2$  reflejan la dificultad de evitar estas infiltraciones tanto en

pequeños laboratorios como en plantas piloto y por supuesto, se considera casi imposible en las plantas de tamaño real [34, 37]. Según Maja et al. [36], el nivel de entrada de aire en plantas a gran escala para obtener concentraciones de  $\text{CO}_2$  en los gases de escape tal que se permita un tratamiento de la corriente económico debería estar limitado a un 3 %.

Según las pruebas de oxidación realizadas hasta el momento, los cálculos muestran unas infiltraciones de aire en la planta experimental de estudio entorno al 7-15 % del flujo volumétrico de los gases de salida. Debido a la magnitud de las infiltraciones existentes en la planta piloto se ha considerado necesario incluir este hecho en el modelo de la planta, de manera que permite realizar un estudio de su influencia en las distintas variables del proceso. Los resultados del estudio se presentan en el apartado 3.3.3.

En operación bajo condiciones de oxidación en la planta piloto, la zona de alimentación de comburente y el lecho fluido se encuentra en sobrepresión, impidiendo la entrada de aire al circuito de gases. Sin embargo, es la zona junto al ventilador de inducido, al final del recorrido de los gases de combustión, formada por el filtro de mangas y los conductos de recirculación, donde se trabaja en condiciones de depresión, y es por tanto, donde se producen las infiltraciones. De manera que afecta en los resultados en el caso de que se opere con recirculación de gases.

### **2.3.6 Limitación del caudal de gases a la entrada máximo**

Al definir el porcentaje de  $\text{O}_2$  deseado a la entrada respecto al flujo de gases total y la potencia térmica a producir, queda determinado el flujo de  $\text{O}_2$  que se desea en la operación y por tanto también el flujo de gases que diluirán este  $\text{O}_2$ .

De modo que para proporciones de recirculación elevadas se podría dar el caso de recircular más del flujo necesario para diluir el oxígeno de entrada, por lo tanto se hace visible la necesidad de introducir una limitación en la recirculación en función del flujo de gases necesario a la entrada.

### **2.3.7 Limitación del caudal de vapor de agua máximo a recircular**

Como bien se sabe, en el proceso de combustión se libera vapor de agua con los gases de combustión. Este vapor de agua dependerá de la humedad y del hidrógeno del combustible, así como de la proporción de recirculación. En el caso de no recircular, el flujo de gases a la entrada del lecho de oxidación, estará formado únicamente por  $\text{O}_2$ ,  $\text{CO}_2$  y una pequeña parte de  $\text{N}_2$  debido a la impureza de las botellas. Sin embargo, si se lleva a cabo una recirculación de los gases de combustión, este gas de entrada incluirá además,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{NO}_x$  y  $\text{SO}_2$ . La entrada de especies como  $\text{SO}_2$  y  $\text{NO}_x$  no afecta apreciablemente en la combustión ya que es de partes por millón. Sin embargo, numerosos estudios aseguran que la recirculación de agua junto con los gases de combustión podría tener un fuerte impacto en las características de la combustión y en el comportamiento y eficiencia general de la planta [38]. Este hecho se debe mayormente a las diferencias de las propiedades termodinámicas, como la capacidad calorífica, entre el dióxido de carbono y el vapor de agua.

Para que no se vea alterado el comportamiento de la planta al recircular, distintos grupos de investigación, como se puede ver en la tabla 4, han optado por condensar el vapor

de agua, es decir, la llamada recirculación seca. Sin embargo, otros grupos de investigación, entre los cuales se incluye el grupo que trabaja con la planta aquí estudiada, llevan a cabo una recirculación húmeda. A modo teórico se puede visualizar en la tabla inferior ventajas e inconvenientes de esta elección:

VENTAJAS		INCONVENIENTES
<b>Ventilador de impulsión</b>		Se producirá más desgaste de éste
<b>Energía consumida</b>	Capacidades de precalentamiento y enfriamiento menores, por lo que consume menor energía	
<b>Corrosión</b>		Pueden existir problemas asociados a la corrosión en los conductos de la planta si se trabaja con temperaturas por debajo de la temperatura de condensación del vapor
<b>Emisiones</b>	Las emisiones de NO <sub>x</sub> no se ven prácticamente afectadas Las concentraciones de HCN y NH <sub>3</sub> son menores	Un incremento en la concentración de vapor de agua puede producir una reducción del grado de desulfuración debido a una disminución de la solubilidad del SO <sub>2</sub>

**Tabla 5. Ventajas e inconvenientes de la recirculación húmeda frente a la recirculación seca [36]**

Autores como Nakayama et al. [39] y Dillon et al. [40] afirman que la recirculación húmeda es la configuración más prometedora, aunque siempre que se lleve a cabo una limpieza de las partículas, aunque no sería necesaria una desulfuración ni una eliminación del NO<sub>x</sub> de los gases de combustión para obtener una concentración de CO<sub>2</sub> elevada a la salida.

La planta de oxidación a modelar realiza una recirculación húmeda de los gases de salida, ya que no se dispone actualmente de un condensador. El análisis de los resultados teóricos de la simulación permite llevar a cabo conclusiones respecto a la necesidad de condensar en la planta de estudio para llevar a cabo una buena combustión.

La modelización del estudio de la condensación en la planta consiste en la introducción de un límite de vapor de agua máximo a la entrada. De modo que si se alcanzan valores mayores, el sistema condensa el vapor necesario. En la actualidad no existen estudios sobre la influencia del vapor de agua contenido en los gases de recirculación y su limitación en la entrada óptima, lo cual queda abierto a un posible e interesante estudio posterior.

El Anexo V.I dispone de una breve descripción y un esquema de la estudio de la condensación del vapor de agua para una mejor comprensión del lector interesado.

### 3. SIMULACIÓN

Una vez se ha creado el modelo de la planta, es decir, definidos y explicados todos los procesos y consideraciones que se van a tener en cuenta para el estudio, se puede proceder a realizar el programa de simulación. En este apartado se describe el proceso de elaboración del programa de simulación y los primeros resultados teóricos de este estudio.

#### 3.1 Planteamiento del programa

La objetivo principal del programa de simulación de procesos del lecho fluido, es la de permitir evaluar y caracterizar la recirculación de los gases, proporcionando a su vez el valor de determinados parámetros de actuación en la planta para poderla llevar a cabo en la práctica sin problemática alguna. De manera particular, este software informático debe ser capaz de predecir para un punto de operación las emisiones y los flujos que tienen lugar en el lecho permitiendo evaluar la influencia de distintos parámetros de entrada del proceso y obteniendo conclusiones teóricas sobre futuros temas de investigación como la condensación del vapor de agua recirculado y las infiltraciones.

La ilustración 5 permite apreciar de manera gráfica las entradas de los programas, las cuales permiten seleccionar el punto de operación que se desea simular, y las diversas salidas que proporcionan:

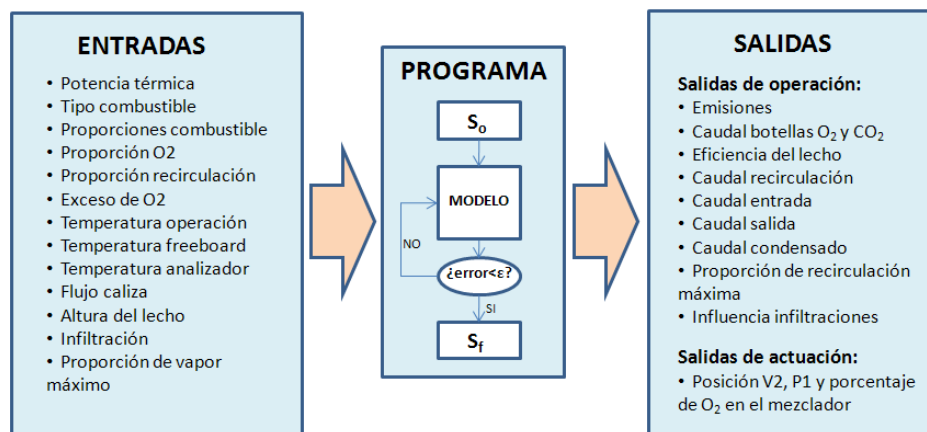


Ilustración 5. Esquema de las entradas y salidas del programa

Como se observa en la ilustración anterior, el programa de simulación es iterativo, es decir, comienza en un estado inicial  $S_0$  y transforma ese estado en un conjunto de estados intermedios por medio del modelo hasta llegar a un estado final  $S_f$ , llamado valor solución. El error en la simulación se define como:

$$error = n_{recirc} - n_{recirc_{ant}} \left[ \frac{kmol}{s} \right] \quad (14)$$

Según los resultados de las simulaciones el error admitido,  $\epsilon$ , ha sido ajustado a un valor de  $10^{-11}$  kmol/s. De este modo, cuando el error observado es menor al valor fijado, el programa de simulación alcanza el valor solución, proporcionando las diversas salidas del programa.

En todo programa es importante una convergencia rápida y sin fluctuaciones bruscas hasta el valor solución, como se puede ver en la ilustración 6. Las convergencias de los flujos de las distintas especies de los gases de combustión se pueden encontrar en el Anexo VI.1.

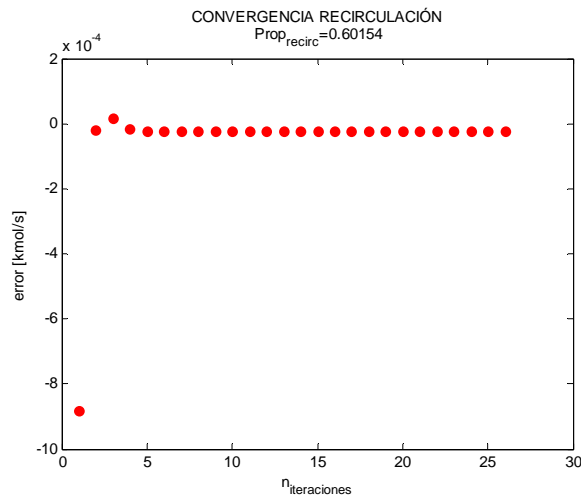


Ilustración 6. Convergencia del programa de simulación

### 3.2 Programación

La simulación se ha realizado creando distintos programas en bloques, es decir, una programación modular tal que permita incluir o modificar fácilmente los programas sin repercutir en toda la estructura del sistema además de facilitar la comprobación de los resultados y la detección de errores.

Se han creado tres programas principales, cuyos nombres son Programa\_inputs, Programa\_recirc y Programa\_leakage. En la ilustración 7 se pueden apreciar los esquemas de las conexiones de los distintos subprogramas o funciones con estos programas principales, de modo que se facilite la comprensión del funcionamiento de la simulación. Programa\_leakage presenta la misma estructura que el programa de estudio de la recirculación.

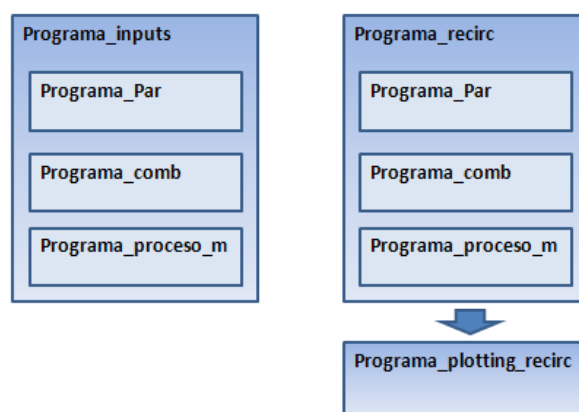


Ilustración 7. Esquema de los programas principales y subprogramas

La función que desempeña cada programa y su contenido se explica a continuación en los apartados 3.2.1 y 3.2.2, mientras que en las secciones 2 y 3 del Anexo VI se puede encontrar, el texto de los distintos programas además del significado y función de las variables utilizadas en estos, respectivamente.

### 3.2.1 Programas principales

Primero, se van a explicar los programas principales anteriormente mencionados, es decir, aquellos que al ejecutarlos permiten realizar un estudio teórico. En ellos se introducen las entradas para la simulación y ejecutando más tarde su respectivo programa de visualización externo, se proporcionan los resultados numéricos y gráficos:

#### **Programa\_inputs**

Este programa realiza la simulación para un punto de operación de la planta. De modo que al introducir en él las variables de entrada con las que se desea operar, y por medio de los subprogramas, muestra los distintos resultados calculados para este punto de trabajo, es decir las salidas mostradas en la Ilustración 4.

#### **Programa\_recirc**

Este programa realiza un estudio de la variación de distintos parámetros con la variación de la proporción de recirculación. El nombre de su respectivo programa de visualización es Programa\_plotting\_recirc.

#### **Programa\_leakage**

La función de este programa es permitir el estudio de la influencia del parámetro *leakage*, es decir, de la proporción de infiltración respecto al flujo volumétrico de gases totales. Para visualizar los datos es necesario ejecutar Programa\_plotting\_leakage.

### 3.2.2 Subprogramas

Estos programas secundarios o subordinados son los encargados de realizar las operaciones y cálculos precisos, además de servir de librería de datos para la simulación. Estos programas no se pueden compilar por si solos y necesitan la ejecución de los programas principales para la visualización de los resultados:

#### **Programa\_par**

Este programa contiene los parámetros y constantes generales necesarios en el resto de los programas. Este programa contiene una librería de los pesos moleculares, parámetros de los distintos combustibles con los que se puede operar, además de tablas y constantes definidas de antemano.

#### **Programa\_combustible**

Según los datos de entrada introducidos en el programa principal y con la librería disponible del programa de los parámetros, este subprograma calcula los flujos másicos de combustible necesarios.

#### **Programa\_proceso\_m**

Este subprograma se puede considerar el “cerebro” de la simulación, ya que es el encargado de realizar todos los cálculos necesarios respecto a la desulfuración, combustión, recirculación y sus limitaciones, condensación del vapor de agua y balance de partículas.

### 3.3 Resultados de la simulación

En este apartado se muestran y analizan algunos de los resultados que proporciona cada programa. En el Anexo VI.4 se pueden encontrar más resultados que no han sido incluidos en la memoria del presente proyecto.

#### 3.3.1 Resultados del programa inputs

Como se puede observar en la ilustración 4 existen dos tipos de resultados. Aquellos que permiten actuar en la planta tal que se recircule según lo especificado y aquellos que permiten predecir las emisiones y flujos de gases que se dan para esas condiciones establecidas:

#### Salidas de actuación en la planta

Para unas condiciones determinadas de operación bajo condiciones de oxidación, el paso de recircular los gases de salida supone la necesidad de reducir el caudal proveniente de las botellas y mantener el caudal de  $O_2$  en la entrada del sistema. Para este ajuste es necesario actuar en la planta estrangulando la válvula V2, ajustando la presión del caudal de botellas, P1, mediante una válvula reguladora de presión, y modificando el porcentaje de  $O_2$  en el mezclador tal que se recircule según lo deseado, como se explica con más detalle en el capítulo 4.

A continuación la tabla 6, representa el estado de inicio bajo condiciones de oxidación sin recirculación, siendo el combustible utilizado antracita:

Nº	ENTRADAS			SALIDAS				
	Prop. Recirc	Pot. [kW <sub>t</sub> ]	Prop. O <sub>2</sub> %	%O <sub>2</sub> mezclador	V2	P1 [mbar]	C1 [m <sup>3</sup> /h]	C3 [m <sup>3</sup> /h]
1.1	0	40	21	21,21	0,47	82,55	47,92	0,00
1.2	0	40	30	30,30	0,33	57,36	33,55	0,00
1.3	0	40	40	40,40	0,24	42,67	25,17	0,00
1.4	0	65	21	21,21	0,73	135,26	77,86	0,00
1.5	0	65	30	30,30	0,54	94,14	54,52	0,00
1.6	0	65	40	40,40	0,40	70,26	40,90	0,00
1.7	0	90	21	21,21	0,82	187,78	107,81	0,00
1.8	0	90	30	30,30	0,72	131,11	75,49	0,00
1.9	0	90	40	40,40	0,56	97,86	56,64	0,00

Tabla 6. Salidas de actuación para una proporción de recirculación 0

Las tablas 7 y 8 presentan cómo se debe actuar en la planta tal que se recircule según lo deseado, pasando de una situación de oxidación sin recirculación (1.i) a otra, bajo las mismas condiciones de operación pero con una proporción de recirculación del 30 % (2.i) o del 60 % (3.1). Algunas proporciones de recirculación no son posibles debido a las limitaciones en el flujo másico recirculado, apareciendo su máximo valor posible en rojo en las tablas siguientes:



Nº	ENTRADAS			SALIDAS				
	Prop. Recirc	Pot. [kW <sub>t</sub> ]	Prop. O <sub>2</sub> %	%O <sub>2</sub> mezclador	V2	P1 [mbar]	C1 [m <sup>3</sup> /h]	C3 [m <sup>3</sup> /h]
2.1	0,3	40	21	29,84	0,32	55,76	48,39	14,29
2.2	0,3	40	30	43,13	0,22	38,12	34,05	9,98
2.3	0,3	40	40	58,29	0,16	27,83	25,70	7,47
2.4	0,3	65	21	29,82	0,52	91,65	78,63	23,16
2.5	0,3	65	30	43,09	0,36	62,97	55,32	16,17
2.6	0,3	65	40	58,20	0,26	46,25	41,75	12,09
2.7	0,3	90	21	29,83	0,71	127,74	108,86	32,02
2.8	0,3	90	30	43,08	0,50	87,84	76,60	22,34
2.9	0,3	90	40	58,16	0,37	64,68	57,80	16,70

Tabla 7. Salidas de actuación para una proporción de recirculación 0,3

Nº	ENTRADAS			SALIDAS				
	Prop. Recirc	Pot. [kW <sub>t</sub> ]	Prop. O <sub>2</sub> %	%O <sub>2</sub> mezclador	V2	P1 [mbar]	C1 [m <sup>3</sup> /h]	C3 [m <sup>3</sup> /h]
3.1	0,6	40	21	53,46	0,16	28,85	49,71	28,65
3.2	0,6	40	30	80,12	0,11	18,75	35,51	20,05
3.3	0,56	40	40	100,00	0,09	14,86	26,94	14,01
3.4	0,6	65	21	53,35	0,27	48,04	80,76	46,43
3.5	0,6	65	30	79,75	0,18	31,61	57,68	32,45
3.6	0,56	65	40	100,00	0,14	25,11	43,80	22,75
3.7	0,6	90	21	53,34	0,38	67,29	111,79	64,17
3.8	0,6	90	30	79,60	0,25	44,51	79,84	44,84
3.9	0,56	90	40	100,00	0,20	35,37	60,64	31,47

Tabla 8. Salidas de actuación para una proporción de recirculación 0,6

### Salidas de la operación

En las tres tablas siguientes se presentan las predicciones de las proporciones de los distintos gases a la salida del lecho para distintos puntos de operación. Además, también se indica para cada uno de estos puntos de trabajo la proporción de recirculación máxima:

Nº	ENTRADAS			SALIDAS				
	Prop. Recirc	Pot. [kW <sub>t</sub> ]	Prop. O <sub>2</sub> %	Prop. CO <sub>2</sub>	Prop. O <sub>2</sub>	Prop. N <sub>2</sub>	Prop. H <sub>2</sub> O	Prop. Recirc. máx.
1.1	0	40	21	89,54	2,68	1,07	6,49	1,00
1.2	0	40	30	85,78	3,76	1,09	9,04	1,00
1.3	0	40	40	81,81	4,90	1,12	11,73	1,00
1.4	0	65	21	89,58	2,66	1,07	6,50	1,00
1.5	0	65	30	85,80	3,74	1,10	9,07	1,00
1.6	0	65	40	81,80	4,88	1,13	11,78	1,00
1.7	0	90	21	89,63	2,63	1,07	6,51	1,00
1.8	0	90	30	85,84	3,71	1,10	9,08	1,00
1.9	0	90	40	81,83	4,86	1,13	11,80	1,00

Tabla 9. Salidas de operación para una proporción de recirculación de 0

Nº	ENTRADAS			SALIDAS				
	Prop. Recirc	Pot. [kW <sub>t</sub> ]	Prop. O <sub>2</sub> %	Prop. CO <sub>2</sub>	Prop. O <sub>2</sub>	Prop. N <sub>2</sub>	Prop. H <sub>2</sub> O	Prop. Recirc. máx.
2.1	0,3	40	21	86,56	2,77	1,10	9,26	0,75
2.2	0,3	40	30	81,61	3,89	1,13	12,90	0,65
2.3	0,3	40	40	76,40	5,08	1,17	16,73	0,55
2.4	0,3	65	21	86,62	2,73	1,10	9,28	0,75
2.5	0,3	65	30	81,64	3,86	1,14	12,94	0,65
2.6	0,3	65	40	76,39	5,05	1,18	16,79	0,55
2.7	0,3	90	21	86,69	2,69	1,10	9,30	0,75
2.8	0,3	90	30	81,70	3,82	1,14	12,96	0,65
2.9	0,3	90	40	76,43	5,02	1,18	16,83	0,55

Tabla 10. Salidas de operación para una proporción de recirculación de 0,3

Nº	ENTRADAS			SALIDAS				
	Prop. Recirc	Pot. [kW <sub>t</sub> ]	Prop. O <sub>2</sub> %	Prop. CO <sub>2</sub>	Prop. O <sub>2</sub>	Prop. N <sub>2</sub>	Prop. H <sub>2</sub> O	Prop. Recirc. máx.
3.1	0,6	40	21	79,12	3,00	1,16	16,17	0,76
3.2	0,6	40	30	71,24	4,23	1,22	22,49	0,66
3.3	<b>0,56</b>	40	40	65,79	5,42	1,27	26,53	0,56
3.4	0,6	65	21	79,22	2,93	1,17	16,21	0,76
3.5	0,6	65	30	71,30	4,16	1,23	22,57	0,66
3.6	<b>0,56</b>	65	40	65,65	5,38	1,28	26,76	0,56
3.7	0,6	90	21	79,35	2,85	1,17	16,24	0,76
3.8	0,6	90	30	71,40	4,09	1,24	22,61	0,66
3.9	<b>0,56</b>	90	40	65,65	5,33	1,28	26,87	0,56

Tabla 11. Salidas de operación para una proporción de recirculación de 0,6

En las tablas anteriores se puede observar como aumenta considerablemente la concentración de vapor de agua en los gases de salida conforme aumenta la proporción de recirculación. Este mismo hecho también se observa en otros gases como SO<sub>2</sub>, CO y NO<sub>x</sub> aunque no se muestren en las tablas. Para estas condiciones de operación reflejadas en las tablas anteriores, un valor máximo de la proporción de vapor de agua de 10 % de los gases en la entrada del lecho, supone la necesidad de condensar parte del vapor de agua contenido en los gases de salida para todos los puntos de operación cuando la proporción de recirculación es 0,6, lo que muestra el alto contenido de vapor de agua en la entrada cuando se opera con caudales de recirculación elevados. La proporción de recirculación ideal de la tecnología de estudio es aquella que maximice el flujo de gases recirculados tal que minimice el consumo de flujo de botellas de CO<sub>2</sub>, minimizando por lo tanto el coste de la operación considerablemente, y permita además, disponer de una temperatura y velocidad de fluidización adecuada para la combustión. Otro factor para analizar la recirculación ideal sería aquel que maximiza la concentración de CO<sub>2</sub> en los gases de escape. Según las tablas 10 y 11, la proporción de recirculación ideal queda limitada entorno al 55-75 %, dependiendo de las condiciones de operación, siendo estas proporciones las óptima desde un punto de vista económico,

reduciendo al máximo el consumo de las botellas. Los artículos publicados por CTEC-Ottawa [25] muestran proporciones de recirculación entorno al 60 %, confirmando los resultados obtenidos.

Estos mismos resultados se muestran mediante un gráfico de sectores para un punto de operación. En la ilustración 8 se representa a modo de ejemplo la simulación 2.2 de la tabla 10:

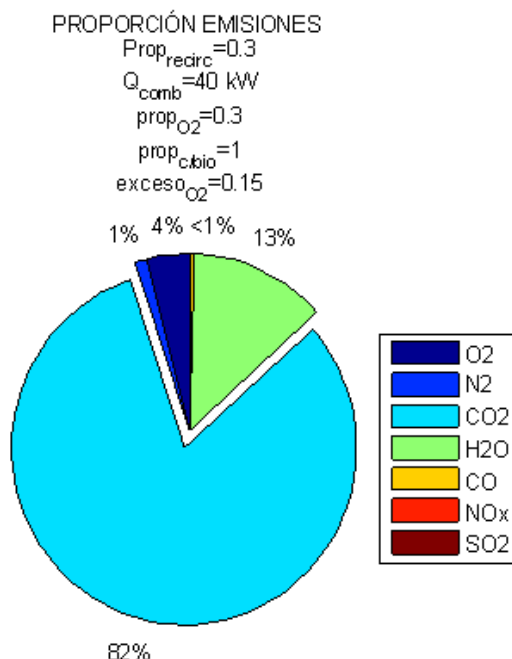


Ilustración 8. Esquemas de las proporciones de los gases a la salida

Es importante considerar que la preparación de los gases de escape para su posterior almacenamiento, supone condensar el vapor de agua contenido además de eliminar otros gases no condensables como el SO<sub>2</sub> y el NO<sub>x</sub>, de modo que la proporción de CO<sub>2</sub> aumenta respecto a la presentada en los resultados anteriores.

Estos resultados permiten realizar un estudio de la viabilidad para los distintos puntos de operación de la presente técnica de captura de dióxido de carbono, al comparar los resultados anteriores con las especificaciones sugeridas para los distintos tipos de almacenamientos de CO<sub>2</sub>. Estas especificaciones se encuentran en el Anexo I.3.

### 3.3.2 Resultados del programa del estudio de la recirculación

A continuación, se presentan ilustraciones que corresponden a gráficos simulados por el programa de estudio de la recirculación para distintas proporciones de ésta. En el Anexo VI.4 se pueden encontrar más resultados simulados por el programa.

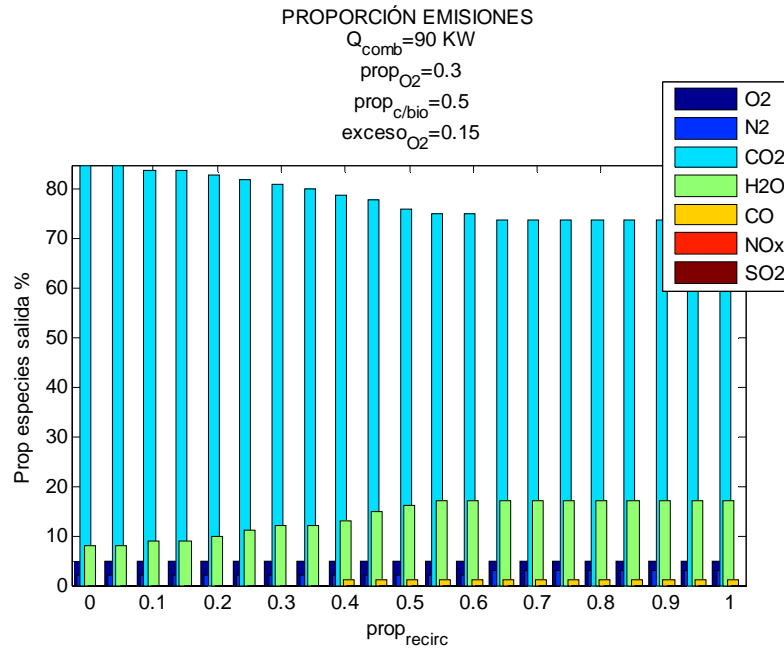


Ilustración 9. Gráfico de barras de las variaciones de las proporciones de las especies a la salida

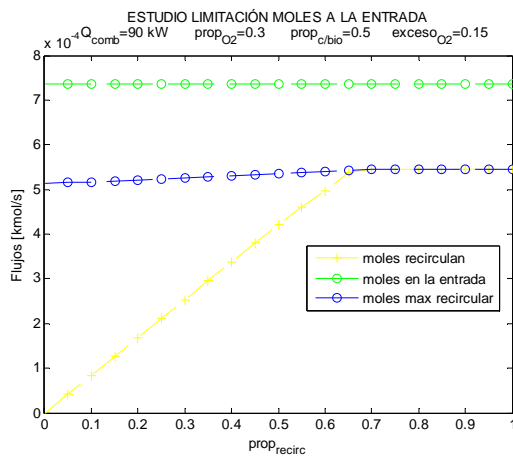


Ilustración 10. Estudio de los flujos molares

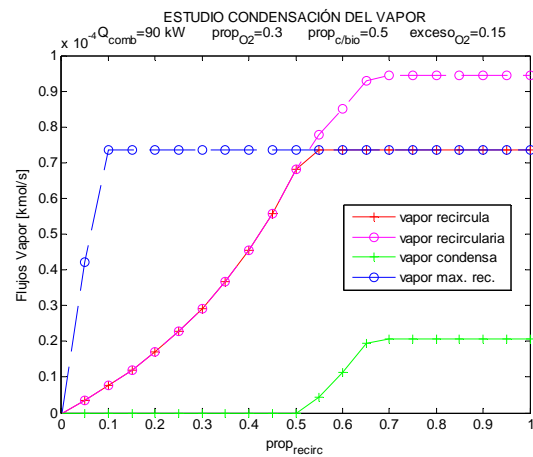


Ilustración 11. Estudio de la condensación de vapor

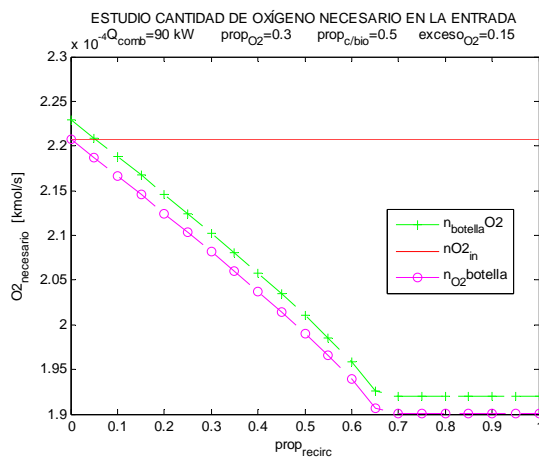


Ilustración 12. Estudio de los flujos de oxígeno

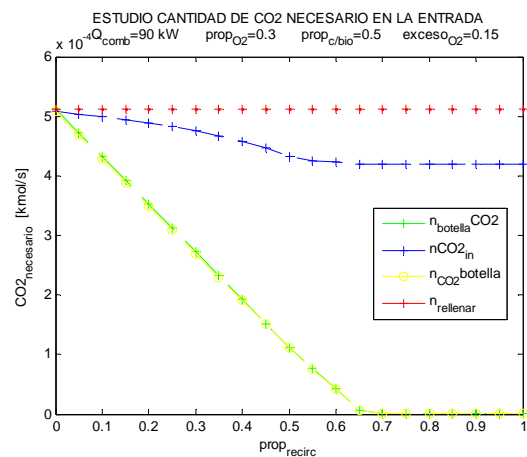


Ilustración 13. Estudio de los flujos de CO2

En la ilustración 9, se puede observar cómo disminuye la proporción de  $\text{CO}_2$  a la salida conforme se recirculan flujos mayores debido, principalmente, al aumento en la cantidad de vapor de agua a la salida. También se puede apreciar como para valores de la proporción de recirculación mayores al máximo este permanece constante e igual al límite.

La ilustración 10 permite analizar cómo actúa la limitación en la simulación del caudal molar máximo a recircular. Como se puede observar el flujo molar de gases a la entrada se mantiene constante para las distintas proporciones de recirculación ya que viene dado por el  $\text{O}_2$  necesario y la proporción de este gas con la que se desea trabajar. Los gases que acompañan al oxígeno provienen de los gases recirculados o de las botellas. La proporción de recirculación máxima a recircular aumenta con el incremento de la proporción de recirculación debido a que este flujo de gases recirculado contiene  $\text{O}_2$  en exceso y por tanto no es necesario el aporte de este gas por parte de las botellas de oxígeno, de modo que aumenta la cantidad de gases que pueden ser recirculados.

El estudio de la condensación de vapor se representa gráficamente en la ilustración 11. Se puede apreciar en ésta cómo una vez alcanzado el flujo máximo de vapor de agua impuesto por la proporción máxima de vapor respecto al flujo volumétrico total de gases en la entrada, el vapor restante se condensa. Simula una situación teórica, ya que en la práctica no se dispone de condensador en la planta.

Para una determinada potencia térmica de trabajo, una proporción de  $\text{O}_2$  constante en la entrada, unas características del combustible dadas y un exceso de  $\text{O}_2$  fijado, el flujo molar de  $\text{O}_2$  a la entrada del lecho permanece constante para distintas proporciones de recirculación como se puede observar en la ilustración 12. Conforme aumenta el flujo de gases recirculado, aumenta por tanto la cantidad de  $\text{O}_2$  recirculado, y por tanto es menor el consumo de  $\text{O}_2$  de las botellas, disminuyendo el coste de operación.

La ilustración 13 presenta gráficamente el estudio del dióxido de carbono necesario en la entrada del lecho. Como el flujo de gases y el de  $\text{O}_2$  en la entrada del lecho se mantienen constantes para distintas proporciones de recirculación, también es constante la cantidad de gases que deben introducirse para completar este volumen de gases exigido. En caso de realizar la combustión con aire, este volumen sería ocupado por el  $\text{N}_2$ . Como se puede observar, para proporciones de recirculación máximas, el caudal de las botellas de  $\text{CO}_2$  necesario es nulo. También puede verse como disminuye el flujo de  $\text{CO}_2$  en la entrada del lecho conforme aumenta la proporción de recirculación debido al aumento de los flujos de recirculación.

### 3.3.3 Resultados del programa del estudio de las infiltraciones

Para el estudio de la influencia de las infiltraciones en las distintas variables del proceso, este programa muestra las variaciones de las proporciones de las distintas especies a la salida del lecho, las cuales se presentan en la ilustración 14, además de las variaciones de otras variables del proceso, las cuales se pueden encontrar en el Anexo VI.4.

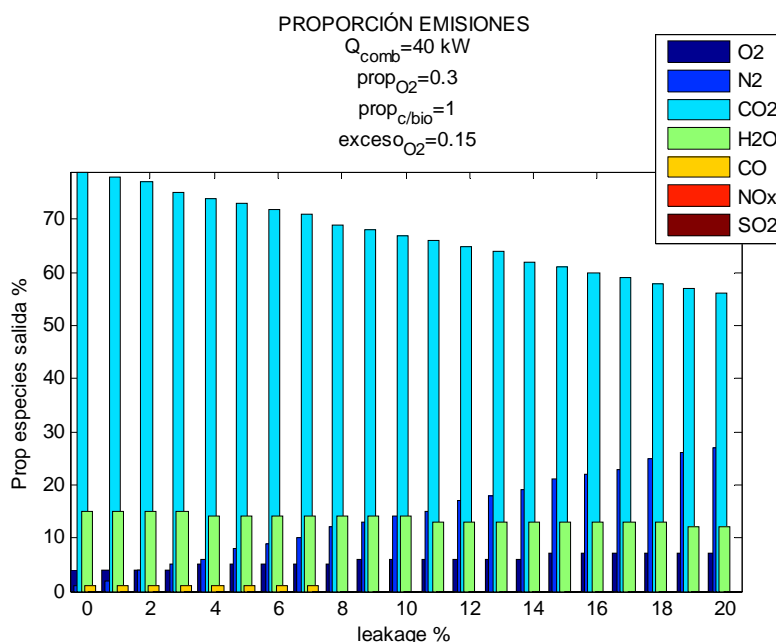


Ilustración 14. Gráfico de barras de las variaciones de las proporciones de las especies a la salida

En la gráfica anterior se puede observar el grave problema que suponen las infiltraciones en esta técnica de captura de  $CO_2$ , disminuyendo drásticamente la proporción de dióxido de carbono en los gases de escape. Un 3 % de infiltraciones en el sistema supone una disminución del contenido de  $CO_2$  en los gases de salida de un 5 % aproximadamente (sin considerar el vapor de agua ya que éste se condensa para su posterior secuestro). Esta disminución puede provocar la inviabilidad de la técnica según las especificaciones propuestas para los distintos almacenes de secuestro de este gas de escape, las cuales se detallan en el Anexo I.3. De modo que se puede concluir un nivel de ingreso de aire en las plantas máximo de 3-5 % de los gases de escape tal que esta técnica sea factible. Maja et al. [36] también indica un nivel máximo de este parámetro de un 3 % del flujo volumétrico de los gases de salida.

El efecto de la entrada de aire en la viabilidad de la técnica es más grave conforme la proporción de recirculación aumenta, como se puede observar en la ilustración 15, construida a partir de los resultados del programa y en la cual se representa el error relativo de la proporción de  $CO_2$  respecto a la mismas condiciones de operación pero sin entrada de aire en la instalación:

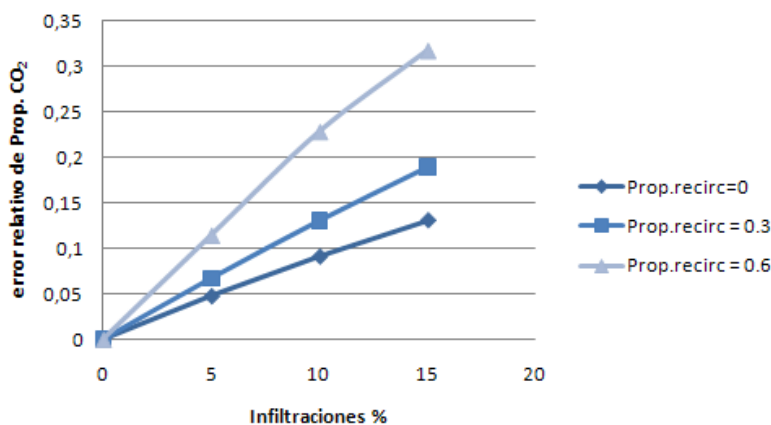


Ilustración 15. Influencia infiltraciones en la proporción de  $CO_2$  en la salida

#### 4. CONTROL AUTOMÁTICO DE LA RECIRCULACIÓN

Una vez caracterizada la recirculación, hay que tener en consideración que a la hora de aplicar la técnica de la recirculación en la planta, deben variarse distintos parámetros en la planta respecto al estado de oxidación sin recirculación. Sin embargo, el caudal de gases a la entrada del lecho, C1, debe permanecer constante para asegurar una correcta velocidad de fluidización, como se ha mencionado anteriormente. Con el objetivo de mantener en el valor de referencia o Set Point este parámetro, SP\_C1, y además realizar un ajuste rápido y sin fluctuaciones, se hace necesario el diseño e implementación de un control automático de la recirculación.

En el esquema presentado en la ilustración 16 se puede observar los distintos dispositivos involucrados en la recirculación, así como el lazo de control propuesto:

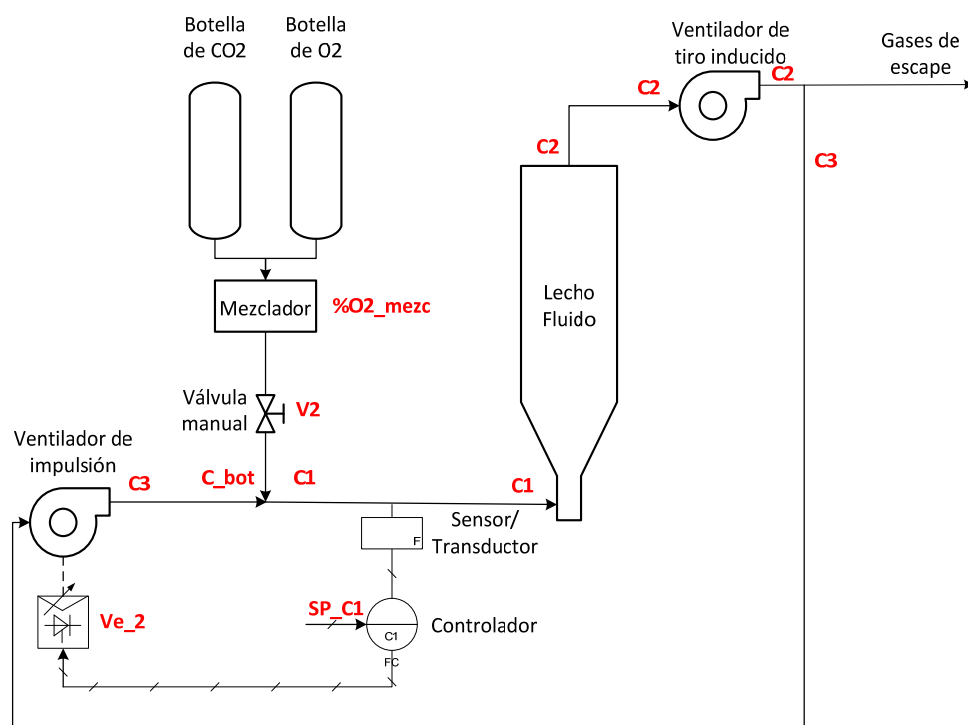


Ilustración 16. Esquema de control de la recirculación

Como se puede ver en el esquema anterior, el caudal de entrada en la planta consiste en la mezcla de dos caudales, el proveniente de las botellas, Cbot y el de recirculación, C3. Este flujo pasa por el lecho fluido donde se produce la combustión y es impulsado hasta la salida mediante el ventilador de inducción Ve\_3. El ventilador de impulsión, Ve\_2, es el encargado de recircular parte de los gases de salida, C2.

Para comenzar con la recirculación, el caudal procedente de las botellas debe disminuir y su porcentaje de O<sub>2</sub> debe aumentar según las necesidades impuestas por las condiciones de operación. Estos ajustes se aplican de manera manual en la planta, ya que no disponen dichos elementos de un control automático. Este hecho actúa como perturbación en el sistema, reduciendo el caudal de gases en la entrada del lecho, de modo que el caudal de gases

recirculado, C3, debe ajustarse mediante la variación de la frecuencia del ventilador Ve\_2, de tal forma que C1 se mantenga constante al valor de referencia.

La situación en la planta de las válvulas y ventiladores nombrados anteriormente además de otros elementos que se nombran a continuación, se puede encontrar en el Anexo I.

Se llevaron a cabo una serie de pruebas en frío para ver la dependencia de C3 con distintas variables de la planta como V2, Ve\_2 y Ve\_3. Con los resultados de estas pruebas se pudo comprobar que el elemento de mayor influencia en el caudal de recirculación es el ventilador de impulsión, Ve\_2, influyendo levemente el ventilador de tiro inducido. Sin embargo, también se observó la influencia de la válvula V2, situada a la salida de las botellas, en el caudal de recirculación. Una vez conocidas las variables influyentes en el proceso, el modelo del control a implementar es el siguiente:

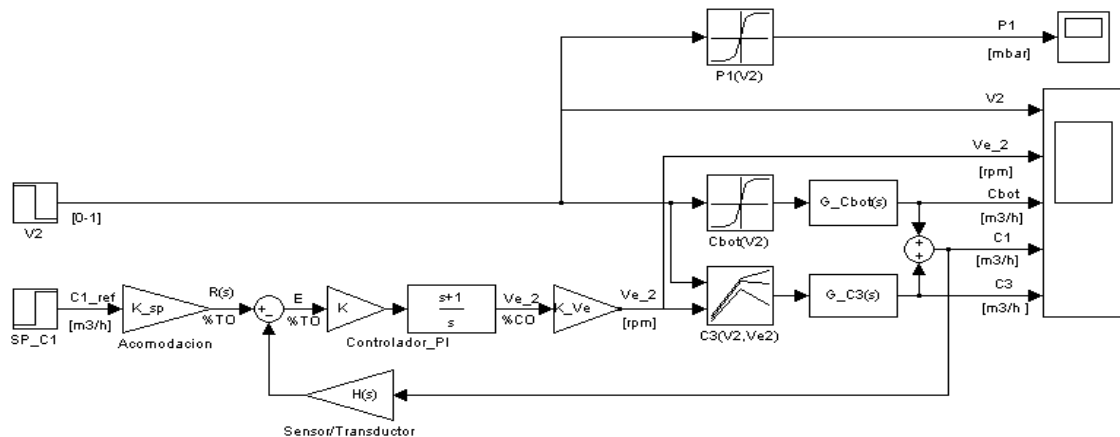


Ilustración 17. Diagrama de bloques del control de la recirculación

En el esquema de la ilustración 17, creado con la aplicación Simulink de Matlab, se puede ver la necesidad de definir y ajustar la presión de las botellas, P1, mediante la manipulación de una válvula reguladora de presión situada antes de la válvula V2. Este parámetro permite ajustar de manera más precisa el caudal de las botellas, el cual es difícil de ajustar únicamente mediante la acción de la válvula de mariposa V2.

El proceso llevado a cabo para la implementación del controlador y su localización en la memoria del proyecto, se puede ver en el esquema siguiente:

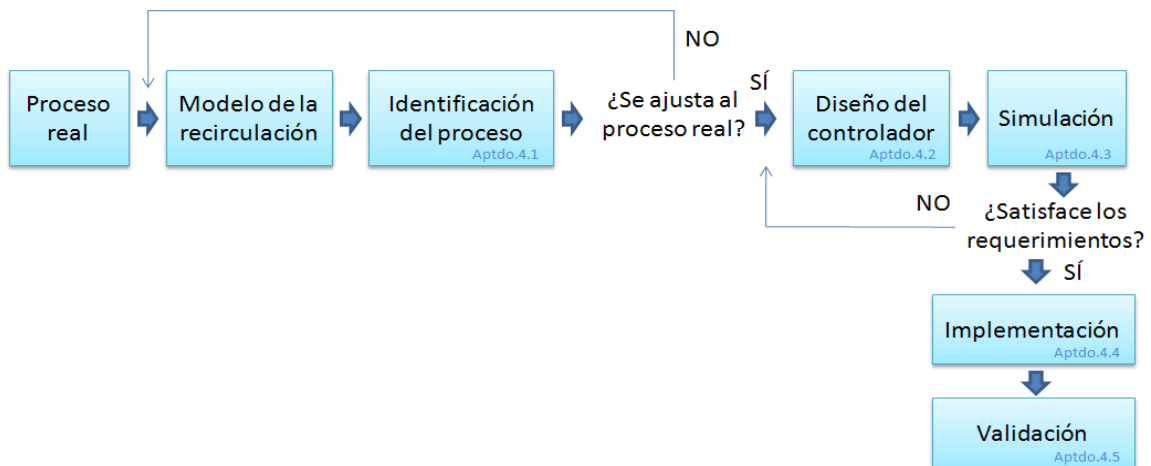


Ilustración 18. Esquema del proceso del control automático [42]



## 4.1 Identificación del proceso

Para caracterizar la respuesta dinámica del proceso es necesario conocer la relación entre las señales de entrada y de salida de los bloques que lo constituyen, es decir, identificar las Funciones de Transferencia, FdT. Existen dos formas básicas para obtener esta relación, mediante un modelado teórico o mediante una identificación experimental. En este trabajo se va a aplicar la segunda opción, debido a la complejidad del proceso que dificulta poder desarrollar las ecuaciones diferenciales con un trabajo relativamente correcto.

Existen diferentes métodos empíricos para la estimación de los parámetros del modelo, al igual que existen diversos modelos para la caracterización del proceso.

Una de las pruebas más extendidas para estimar los parámetros del modelo a partir de pruebas dinámicas es el proceso del escalón, el cual consiste en aplicar un paso escalón en la señal de salida del regulador, la variable manipulada, con el circuito en lazo abierto y medir la variable controlada [42]. En el Anexo VII.1 se pueden ver algunos resultados de estas pruebas.

Debido a la no linealidad observada en los análisis de las pruebas, el modelo seleccionado para la caracterización dinámica del proceso necesita de una ganancia no constante, a diferencia de los modelos en los que se basan la mayoría de fórmulas de ajuste de controladores. Por ello, la modelización se realiza mediante bloques look-up de la aplicación Simulink de Matlab, la cual permite implementar una ganancia variable en función de la entrada como marcan las pruebas empíricas en frío.

Otra característica que debe ser mencionada consiste en la rapidez de respuesta mostrada por el proceso además de un tiempo muerto próximo a cero. De esta manera el modelo queda caracterizado por tres bloques look-up ( $C_{bot}(V_2)$ ,  $C_3(V_2, V_{e2})$ ,  $P_1(V_2)$ ), cuyos valores se pueden ver en el Anexo VII.2, y dos funciones de transferencia para modelizar la respuesta dinámica, con una constante de tiempo,  $\tau$ , de 0,1 s, constante de tiempo del autómata y un tiempo muerto nulo. La justificación de estos valores se puede ver en el Anexo VII.1, junto a los resultados de las pruebas en frío.

Además, como se puede observar en la ilustración 9, el modelo también dispone de otros bloques como la acomodación, el sensor/transductor o la ganancia  $K_{Ve}$ , los cuales permiten ajustar las unidades. El cálculo de estos bloques se puede encontrar en el Anexo VII.2.

Antes de continuar con el diseño del controlador es necesario analizar si el modelo realizado se ajusta al proceso real [41]. Para ello se procede a una simulación antes distintas entradas escalón con el sistema en bucle abierto y se compara con las pruebas llevadas a cabo en la planta piloto. Los resultados y análisis de estas pruebas se pueden encontrar para más detalle en el Anexo VII.3.

## 4.2 Diseño del controlador

El controlador o regulador es el cerebro del control de la recirculación. Este dispositivo es el encargado de anular las variaciones en el caudal de gases de entrada frente al valor de referencia ("setpoint", SP) mediante la imposición de una acción correctora en el ventilador de

impulsión [42]. Una vez conocida la respuesta dinámica del proceso, se puede proceder a su diseño.

Con el objetivo de que el bucle de control corrija eficazmente y en el mínimo tiempo las desviaciones del caudal de entrada de gases al lecho respecto al caudal de referencia provocadas por las perturbaciones, es esencial que el controlador disponga de una acción integral, la cual asegure que el error de seguimiento se reduzca a cero. Sin embargo, debido a la rapidez del proceso no es necesario acelerar su respuesta de modo que no es necesario disponer de una acción derivativa en el controlador. Esta acción derivativa podría ser perjudicial en el proceso ya que amplificaría las perturbaciones.

La función de transferencia del controlador PI tiene la siguiente estructura:

$$G_c(s) = K_c \left( \frac{\tau_I s + 1}{\tau_I s} \right) \quad (15)$$

Donde  $K_c$  es la ganancia del controlador (%CO/%TO) y  $\tau_I$  es el tiempo de integración (s).

### 4.3 Simulación

Mediante simulaciones del lazo de control en el software Matlab para distintos valores de los parámetros del controlador,  $K_c$  y  $\tau_I$ , se ajustan los parámetros tal que se obtenga una respuesta rápida, sin fluctuaciones y con un acción tal que el ventilador sea capaz de efectuarla.

Tras analizar estas simulaciones, incluidas en el Anexo VII.4, el controlador PI diseñado consta de una ganancia de 5 (%TO/%CO) y una constante de tiempo integral de 1 s, como se puede ver en la ilustración 19, donde se muestra el esquema de control con realimentación diseñado:

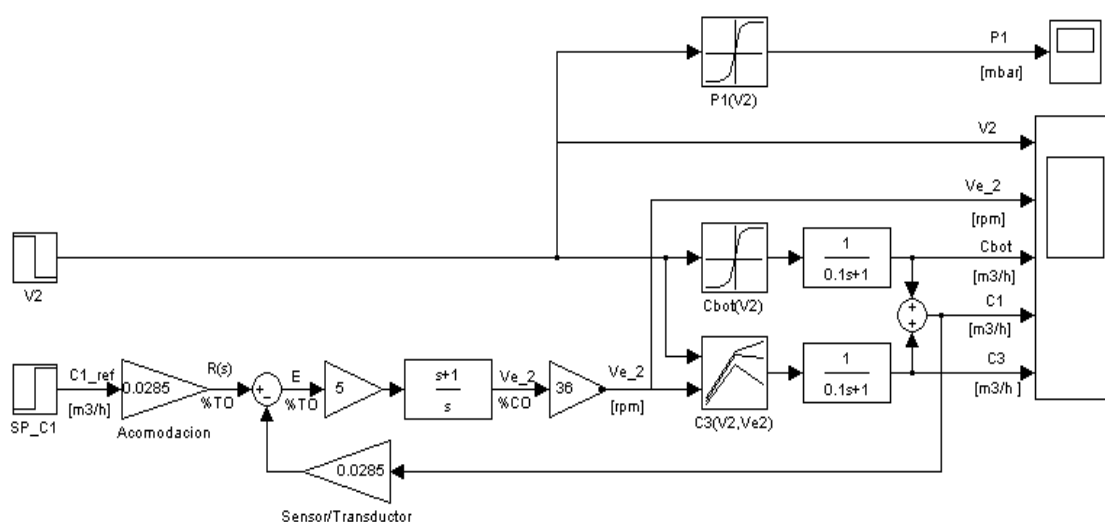


Ilustración 19. Diagrama de bloques diseñado para la automatización de la recirculación

### 4.4 Implementación del controlador

La programación del controlador automático diseñado se ha ejecutado mediante el software Unity Pro. Éste dispone de varios tipos de reguladores de entre los cuales se ha

optado por el bloque PIDFF, el cual se basa en un algoritmo PID con numerosas funciones de control. El lenguaje de programación utilizado en este proyecto para configurar el controlador consiste en el lenguaje LD (diagrama de contacto), el cual permite una programación gráfica de los diagramas de contactos.

El bloque de función del regulador implementado es el siguiente:

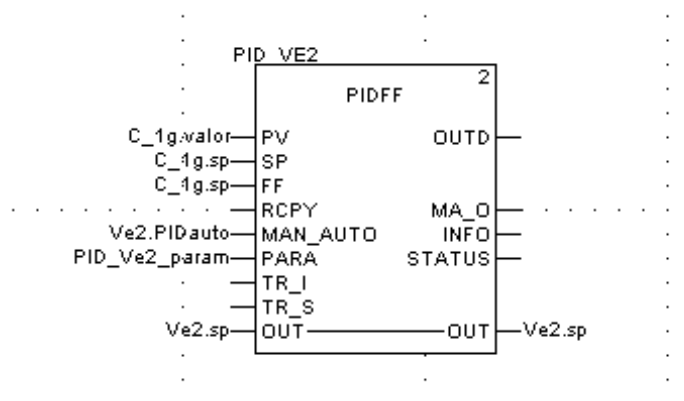


Ilustración 20. Bloque de función del controlador PIDFF

Este bloque función se representa como una trama de bloques con entradas y una salida. Las entradas aparecen a la izquierda de la trama y las salidas a la derecha.

Una vez configurado el controlador en el software Unity Pro®, se crean mediante la herramienta editor gráfico del sistema SCADA, Supervisory Control And Data Acquisition, una serie de páginas que permiten la visualización del proceso durante el proceso de operación. Además, estas páginas permiten al usuario cambiar la configuración del controlador de una manera sencilla y cómoda. Algunas de estas ventanas se encuentran en el Anexo VII.5.

## 4.5 Validación

Mediante una serie de pruebas en frío en la planta de oxidación se comprueba y valida el funcionamiento del controlador implementado, y se compara con las simulaciones realizadas mediante la herramienta Simulink de Matlab, para dar por finalizado este proceso de automatización de la recirculación del lecho fluido.

A modo de ejemplo se muestra a continuación el resultado de una de estas pruebas de validación del controlador. La prueba consiste en realizar el cambio desde el estado de oxidación sin recirculación, al estado de oxidación con recirculación, en este caso, recirculando el 30 % del flujo volumétrico de los gases a la salida del lecho. Los parámetros de operación consisten, para esta prueba en particular, en una potencia térmica de 40 kW y una proporción de O<sub>2</sub> en la entrada de 21 %.

En los resultados teóricos de la simulación del programa de Matlab mostrados en las tablas 8, 9 y 10, se puede ver para estos parámetros de operación, que escalones se deben aplicar en la válvula V2 y como se debe ajustar la presión P1. Los resultados para estos valores de operación se observan en las pruebas 1.1 de la tabla 8 y 2.1 de la tabla 9, las cuales muestran respectivamente el estado de operación sin recirculación y el estado de oxidación con recirculación de los gases de escape.

Para estas condiciones específicas, el resultado de la simulación mediante la herramienta Simulink del lazo de control diseñado se presenta en la siguiente ilustración:

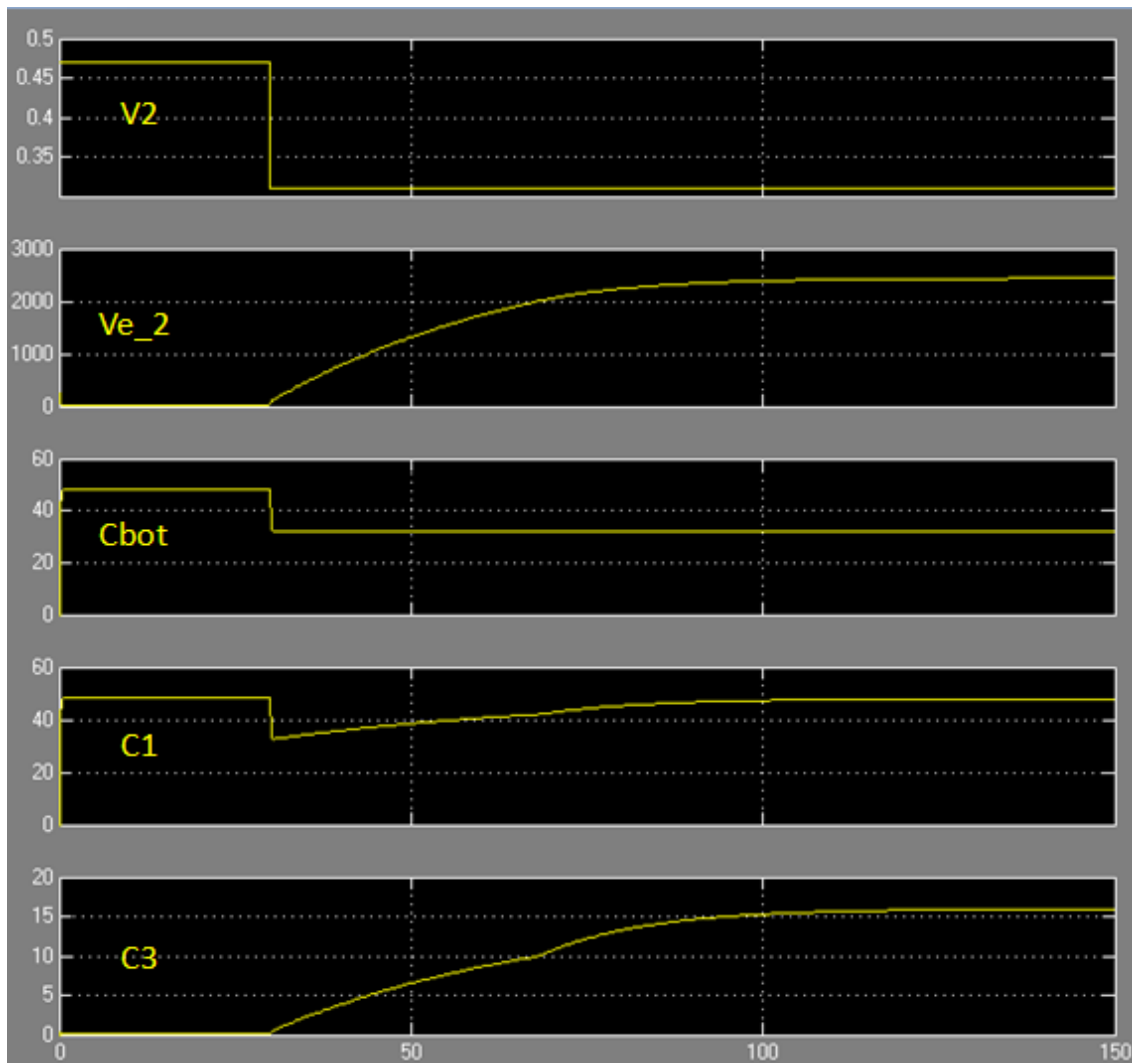


Ilustración 21. Simulación del lazo de control diseñado

En la ilustración 21 se puede observar unos primeros 30 s de operación bajo condiciones de oxidcombustión sin recirculación, en los cuales se puede apreciar cómo todo el caudal de gases necesario proviene de las botellas. Después de este periodo, se estrangula la válvula V2 de 0,47 a 0,31, disminuyendo el caudal de gases de las botellas. Se puede ver como el controlador recibe el error debido al efecto de la perturbación introducida y manda una acción correctora al ventilador de impulsión, Ve\_2, de modo que se ajusta el caudal de gases recirculado, C3, tal que C1 se mantenga en el valor de referencia deseado. Además, se puede observar también la no linealidad de la relación Ve\_2 y C3 observada en las pruebas de identificación del proceso.

Este mismo proceso teórico se realizó en la planta de oxidcombustión. Los resultados experimentales obtenidos de estas pruebas de validación se muestran en las 5 siguientes ilustraciones:

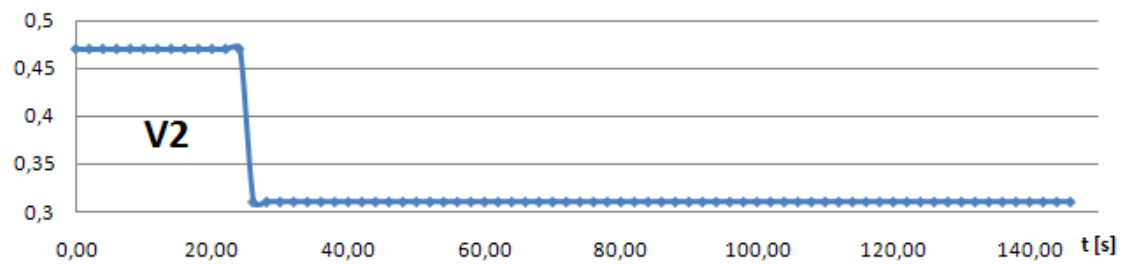


Ilustración 22. Gráfico de los valores tomados de la válvula V2 en la prueba

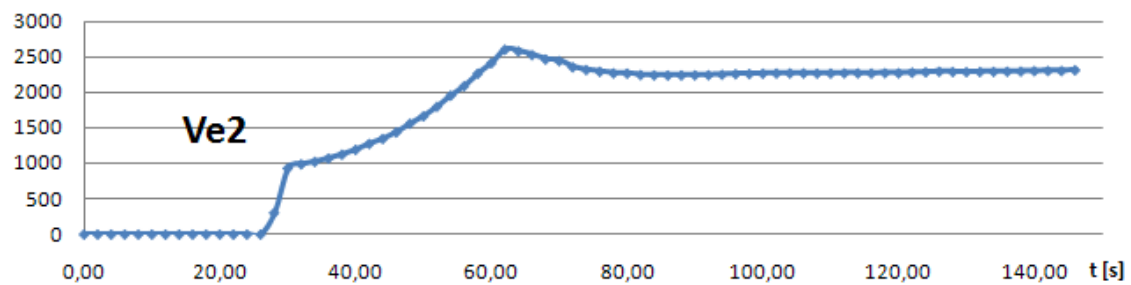


Ilustración 23. Gráfico de las revoluciones del ventilador de impulsión observadas en la prueba

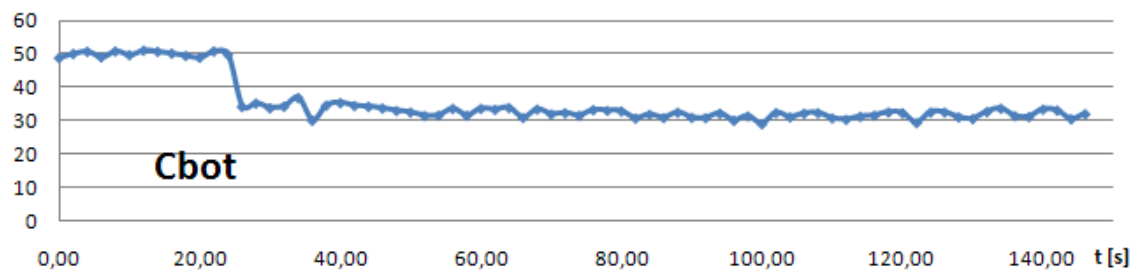


Ilustración 24. Gráfico del caudal procedente de las botellas  $[m^3/h]$  en la prueba

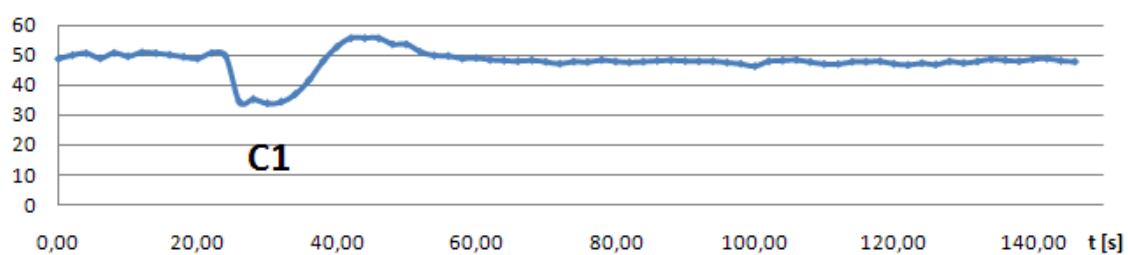


Ilustración 25. Gráfico del caudal de entrada al lecho  $[m^3/h]$  en la prueba

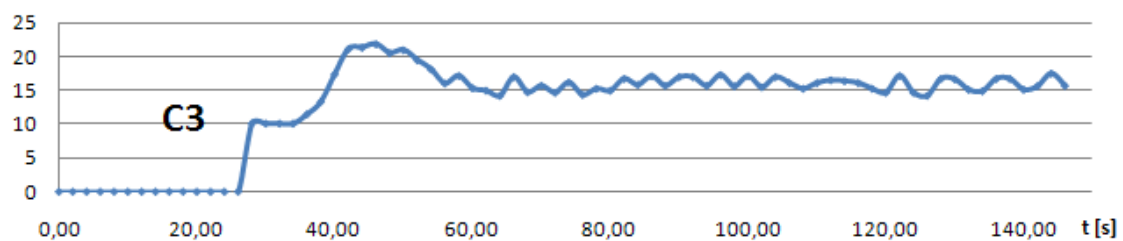


Ilustración 26. Gráfico del caudal recirculado  $[m^3/h]$  en la prueba

Como se puede comprobar en las ilustraciones anteriores, el sistema satisface los requerimientos impuestos ya que se ajusta correctamente la velocidad del ventilador  $Ve_2$  hasta un valor próximo a 2300 rpm para proporcionar un caudal recirculado de unos  $15 \text{ m}^3/\text{h}$  tal que el caudal de gases a la entrada se mantenga en el valor de referencia,  $48 \text{ m}^3/\text{h}$ . El tiempo de respuesta del sistema es del orden de 30 s, ofreciendo una rapidez de respuesta adecuada para el proceso.

Se puede observar como en el proceso real, a diferencia de la simulación teórica, se produce un pico en el caudal de gases recirculados debido a las revoluciones del ventilador. Este pico no supone ningún problema en la operación, así que finalmente se puede dar por satisfactoria la implementación del controlador.

## **5. EXPERIMENTACIÓN**

Este capítulo detalla las distintas pruebas que se han llevado a cabo en la planta piloto de oxidación, tanto para el desarrollo del trabajo presentado en la memoria, apartado 5.1, como para la comprobación del correcto funcionamiento de la recirculación mediante su aplicación en una prueba de oxidación, apartado 5.2. Además, este último apartado incluye una evaluación y comparación de los resultados de la prueba con los del programa de simulación y un análisis del comportamiento del controlador implementado.

### **5.1 Caracterización de la recirculación**

Para el desarrollo del modelo que incluye el programa de simulación expuesto anteriormente en la memoria (ver capítulo 2) se han analizado los resultados de diversas pruebas de oxidación realizadas con fecha anterior al inicio del proyecto y durante el progreso de éste. Estas pruebas han permitido conocer y estimar aquellos procesos complejos de examinar teóricamente como son las emisiones del monóxido de carbono y de los óxidos de nitrógeno, la eficiencia de captura de azufre o la proporción de arrastrados e inquemados.

Por otra parte, también se han efectuado otras pruebas en la planta piloto de estudio en las cuales se ha estudiado la circulación de corrientes sin llevar a cabo la combustión. Los resultados de estas pruebas han sido aplicados en las diversas etapas de control automático de la recirculación (ver capítulo 4). Como se presenta a continuación, estas pruebas se pueden agrupar en función del objetivo marcado:

- Estudio de las variables más influyentes en la recirculación.
- Estudio de la respuesta dinámica de ciertos parámetros ante perturbaciones en el sistema
- Validación del controlador automático implementado.

### **5.2 Aplicación de la recirculación**

Una vez concluido el objetivo general del presente proyecto, caracterización de la recirculación de gases, se tuvo la oportunidad de realizar una prueba de oxidación con recirculación en la planta experimental de estudio de manera que ha permitido valorar la respuesta del modelo y la consecuente ejecución de la recirculación con el controlador bajo condiciones de oxidación.

El combustible empleado en la prueba fue lignito de Teruel, caracterizado por su alto contenido en humedad y volátiles, su bajo porcentaje de carbono, y su elevada cantidad de azufre, como se puede observar en el Anexo II. El aditivo empleado fue caliza en su totalidad y se trabajó con un elevado ratio Ca/S. La potencia de operación fue de 25 kW<sub>t</sub>, el porcentaje de oxígeno en la entrada próximo al 20 % y la proporción de recirculación en torno al 65 %. Cabe destacar la baja potencia de operación, debido a la necesidad de trabajar en ese entorno por circunstancias externas al proyecto.

En la siguiente ilustración se representan algunas de las variables más importantes en el funcionamiento del lecho durante el cambio de oxidación con las botellas a oxidación con recirculación:

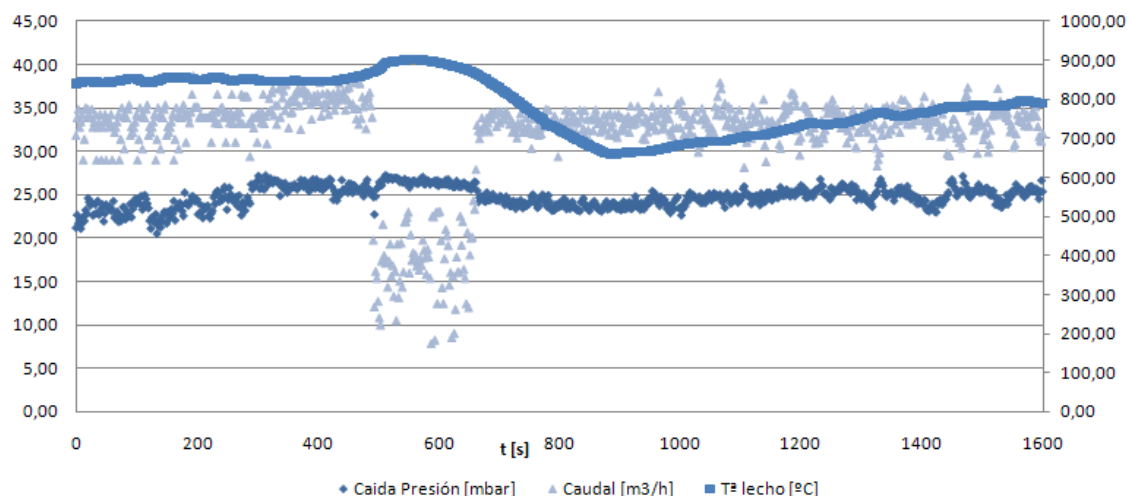


Ilustración 27. Evolución de la prueba de recirculación

El gráfico anterior muestra un descenso drástico del caudal de gases a la entrada del lecho cuando se estrangula la válvula V2 para proceder a recircular, tal y como se había predicho en los apartados anteriores de la memoria. Respecto a la temperatura, se observa que se mantiene prácticamente constante. Respecto a la presión, variable fundamental para comprobar la fluidización del lecho, permanece aproximadamente constante sin observarse ningún pico de presión que pueda arrastrar el lecho o bajada que pudiera provocar el empaquetamiento del lecho.

A continuación, se van a comparar los resultados teóricos obtenidos en la simulación con los experimentales:

- Programa de simulación:

Antes de analizar los resultados respecto a las especies y caudales proporcionados por el programa de simulación, hay que destacar que éste también indicó cómo se debía de actuar en la planta piloto para proceder a recircular los gases de salida. En la tabla 12 se muestran las salidas de actuación facilitadas por el programa para dicha prueba:

	Oxidación	Oxidación con recirculación
V2	0,28	0,05
P1	49,04	8,89
%O <sub>2</sub> mezclador	21,21	94,4

Tabla 12. Actuación en la planta piloto

En las siguientes ilustraciones se observan las predicciones calculadas por el programa de simulación para las condiciones de operación citadas anteriormente, tanto para oxidación sin recirculación, ilustración 28, como con recirculación, ilustración 29:



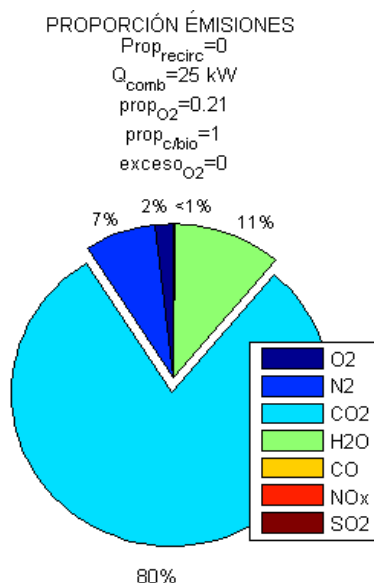


Ilustración 28. Gráfico de sectores de las emisiones sin recirculación

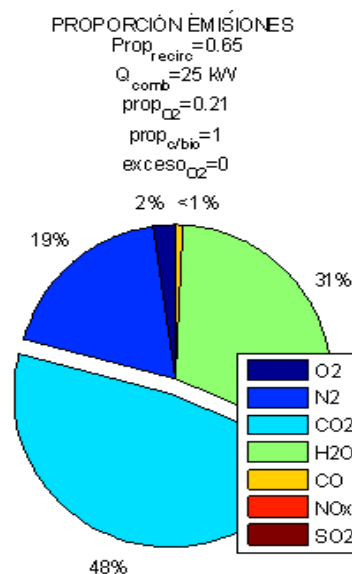


Ilustración 29. Gráfico de sectores de las emisiones con recirculación

En la tabla siguiente se comparan las principales predicciones proporcionadas por el programa de simulación con los datos reales medidos en la prueba:

	Oxidación		Oxidación con recirculación	
	Resultados teóricos	Resultados prueba	Resultados teóricos	Resultados prueba
Prop_CO <sub>2</sub>	89 %	82 %	70 %	70 %
Prop_O <sub>2</sub>	7 %	5 %	25 %	21 %
C1	28,81	30,32	32,17	34,76
C3	0	0	20,57	26,16
Cbot	28,81	30,32	5,92	7,1

Tabla 13. Comprobación resultados del programa de simulación

El error observado en las mediciones no es excesivamente alto en general, a excepción de la proporción de oxígeno a la salida cuyo valor calculado por el programa es mayor en ambas situaciones. Además, cabe mencionar que las infiltraciones observadas en la prueba se situaron alrededor de un 8 % del flujo de gases total en la salida del lecho, dato que se ha utilizado en la simulación.

- **Controlador:**

Respecto al controlador, hay que señalar su correcto funcionamiento, ya que tras observar el cambio en C1 debido a la estrangulación de la válvula V2, este corrigió el error sin oscilar excesivamente. En la siguiente ilustración se puede observar el comportamiento del ventilador de impulsión, Ve2, el cual aumenta rápidamente, y el caudal de gases a la entrada, C1:

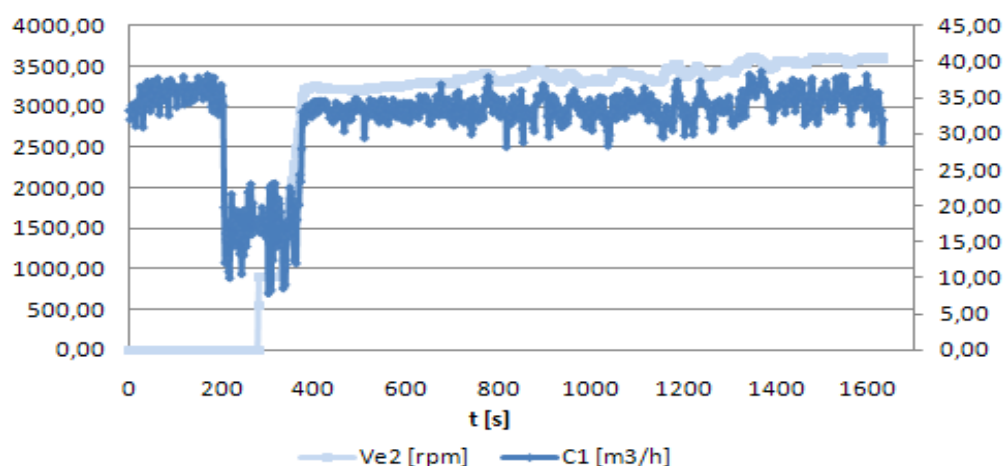


Ilustración 30. Gráfico de la evolución de C1 y Ve2

Para finalizar, se va a analizar brevemente la influencia observada de la recirculación en diversos parámetros del proceso como son las especies a la salida, la velocidad de fluidización, la eficiencia, la temperatura del lecho y el comportamiento del controlador:

- Respecto a las emisiones a la salida de la planta piloto se puede observar una apreciable disminución de especies como el  $\text{NO}_x$ ,  $\text{CO}$  y  $\text{SO}_2$ , aunque esta reducción puede ser debida al descenso de la temperatura en el lecho.
- La velocidad de fluidización no aprecia apenas cambio al recircular los gases de salida, ya que simplemente sufre de un descenso no muy acusado durante un tiempo breve hasta que se alcanza de nuevo la velocidad adecuada de fluidización.
- Respecto a la eficiencia de la combustión se ha observado únicamente la menor emisión de  $\text{CO}$ , pero se desconoce la discriminación de los inquemados arrastrados entre la etapa sin y con recirculación. Se espera que esta diferencia no sea elevada ya que la recirculación no supone caudales elevados en la entrada ni en el transitorio.
- Respecto a la temperatura observada en el lecho, ésta permaneció aproximadamente constante, apreciándose un leve descenso de esta. Además, la temperatura de los gases recirculados es mayor que la de las botellas comerciales, de modo que supone una notable ventaja en la combustión, ya que no se pierde tanta energía en calentar los gases de entrada.

## 6. CONCLUSIONES

Respecto al objetivo general marcado al inicio del proyecto, caracterizar exhaustivamente la recirculación de la planta piloto y su aplicación, se puede concluir que se ha alcanzado con éxito, habiendo, además, facilitado su aplicación en la planta mediante la implementación del control de la recirculación.

Analizando los resultados teóricos obtenidos de la **simulación** creada en el software Matlab, se puede concluir:

- Las proporciones de recirculación óptimas obtenidas son del orden de 55-75 % de los gases de escape del lecho, dependiendo de las condiciones de operación. Para estas proporciones, el flujo de botellas es mínimo, reduciendo notablemente el coste de operación y asemejando esta planta piloto a las plantas comerciales futuras.
- La grave influencia de las infiltraciones observada, problema característico de este tipo de instalaciones y complejo de solucionar. Analizando los resultados se puede concluir que se deberían ajustar las instalaciones de oxidación a un valor límite de infiltraciones próximo 3 % del flujo volumétrico de los gases de salida tal que el contenido de CO<sub>2</sub> en el flujo de gases de escape sea elevado y su almacenamiento sea viable.
- La elaboración de ventanas de operación, las cuales ofrecen de una manera sencilla, la forma de actuación en la planta tal que se opere bajo las condiciones de oxidación con recirculación deseadas.
- La predicción del vapor de agua recirculado según las condiciones de operación fijadas, lo cual facilita el estudio de la condensación del vapor de los gases recirculados ya que el programa permite limitar la cantidad del vapor en la entrada.

El **control automático** de la recirculación ha supuesto tener un elevado control sobre el proceso, ajustando las variables influyentes según las condiciones de operación deseadas. De esta manera se facilita considerablemente la operación en la instalación.

Finalmente, después de caracterizar la recirculación y facilitar su aplicación mediante la implantación del controlador automático se procedió a **recircular** los gases de salida del lecho fluido bajo condiciones de oxidación en la planta experimental. Cabe mencionar que no existen precedentes conocidos de lechos fluidos que operen con recirculación de gases exceptuando la planta piloto de lecho circulante de CTEC-Ottawa. Particularmente, la aplicación de la recirculación en la planta piloto deriva en un ahorro aproximado de 150 €/h de prueba.

Del análisis de esta prueba se puede concluir el correcto funcionamiento observado del controlador y la acertada predicción del programa de simulación respecto a las emisiones y los caudales.

Finalmente, se mencionan a continuación las distintas líneas de investigación que han surgido con el desarrollo del mismo y que suponen un atractivo camino para el desarrollo de esta técnica de captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub> estudiada:

- El estudio de la condensación del vapor de agua de los gases recirculados supone una interesante y pionera línea de investigación de esta técnica mediante el estudio de la cantidad de vapor máximo a recircular tal que no afecte de manera grave a la combustión.
- Evaluación de la influencia de la recirculación en las distintas variables del proceso y su adaptación en el programa de simulación. Particularmente, la focalización del estudio sobre las emisiones de  $\text{NO}_x$  y  $\text{SO}_2$  genera una línea de investigación de especial interés.

Este programa de simulación queda abierto a futuras adaptaciones y ampliaciones que sirvan a los propios investigadores de la Fundación Circe para sus respectivos estudios sobre la caracterización térmica, fluidodinámica y de emisiones cuando se empleen diferentes combustibles sólidos en el reactor de lecho fluidizado.

Como futuros cambios a realizar particularmente en la planta piloto de oxidación se puede sugerir:

- Automatizar la válvula V2, de tal manera que se facilite la aplicación de la recirculación en el reactor de lecho fluido. Esto supondría además, un ajuste más preciso del caudal de las botellas y por tanto de la recirculación en general.
- Instalar un condensador en la línea de recirculación de los gases de escape para la condensación del vapor de agua.



# BIBLIOGRAFÍA

---

## Introducción

- [1] International Energy Agency (IEA). *2008 International energy outlook highlights*. June, 2008.
- [2] International Energy Agency (IEA). *Key World energy statistics*. Paris, 2007.
- [3] David Archibald. Pronóstico Climático Hasta el 2030. Summa Development Ltd., Perth, Australia.
- [4] WEC, [www.worldenergy.org/wec-geis/edc/scenario.asp](http://www.worldenergy.org/wec-geis/edc/scenario.asp), access date: October 27, 2004.
- [5] N sakala NY, Marion J, Bozzuto C, Liljedahl G, Palkes M, Vogel D, et al. *Engineering feasibility of CO<sub>2</sub> capture on an existing us coal-fired power plant*. First national conference on carbon sequestration, Washington DC, May 14–17 2001.
- [6] Singh D, Croiset E, Douglas PL, Douglas MA. *Techno-economic study of CO<sub>2</sub> capture from an existing coal-fired power plant: MEA scrubbing Vs. O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> recycle combustion*. Energy Convers Manage 2003.
- [7] Jia, L., et al., *Experimental Study of Oxy-Fuel Combustion and Sulfur Capture in a Mini-CFBC*. Energy & Fuels, 2007.
- [8] L. Jia, Y. Tan, and E. J. Anthony. *Emissions of SO<sub>2</sub> and NO<sub>x</sub> during Oxy-Fuel CFB Combustion Tests in a Mini-Circulating Fluidized Bed Combustion Reactor*. CanmetEnergy, Natural Resources Canada, 1 Haanel Drive, Ottawa, Ontario Canada, K1A 1M1. Revised Manuscript Received November 10, 2009.
- [9] Uddin SN, Barreto L. *Biomass-fired cogeneration systems with CO<sub>2</sub> capture and storage*. Renewable Energy 2007.
- [10] Valero A, Romeo LM, Díez LI, Pérez A. *OXY-CO-FIRING: a negative CO<sub>2</sub> emission process*. In the 8th international conference on greenhouse gas control technologies (GHGT-8). Trondheim, Norway; 19e22 June, 2006.

## Modelo de la planta

- [11] Pikkarainen, T. *Small scale fluidized bed experiments under oxygen combustion conditions*. In 2007 International Conference on Coal Science and Technology.
- [12] Eddings, E.G., R. Okerlund, and L.E. Bool. *Pilot-Scale Evaluation of Oxycoal Firing in Circulating Fluidized Bed and Pulverized Coal-Fired Test Facilities*. In 1st Oxy-fuel Combustion Conference. 2009. Cottbus, Germany.
- [13] Czakiert, T., et al., *Operating Experience with a 0.1 MWth OxyFuel-CFB Test Rig*. In 1st Oxy-fuel Combustion Conference, I. GHG, Editor. 2009: Cottbus, Germany.

- [14] Czakiert, T., et al., *Fuel conversion from oxy-fuel combustion in a circulating fluidized bed*. Fuel Processing Technology, 2006.
- [15] Croiset E, Thambimuthu K, Palmer A. *Coal combustion in O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> mixtures compared with air*. Can J Chem Eng 2000.
- [16] T. Czakiert, K. Sztekler, S. Karski, D. Markiewicz, W. Nowak. Oxy-fuel circulating fluidized bed combustion in a small pilot-scale test rig. Czestochowa University of Technology, Faculty of Environmental Protection and Engineering, Dabrowskiego 73, 42-200 Czestochowa, Poland and Foster Wheeler Energia Polska Sp. z o.o., Staszica 31, 41-200 Sosnowiec, Poland.
- [17] Kasama Janvijitsakul, Vladimir I. Kuprianov. *Similarity and modeling of axial CO and NO concentration profiles in a fluidized-bed combustor (co-)firing biomass fuels*. School of Manufacturing Systems and Mechanical Engineering, Sirindhorn International Institute of Technology, Thammasat University, Thailand.
- [18] Nozaki T, Takano S, Kiga T, Omata K, Kimura K. Analysis of the flame formed during oxidation of pulverised coal by an O<sub>2</sub>– CO<sub>2</sub> mixture. Energy 1997.
- [19] Z. Chen, Mu Lin, J. Ignowsky, B.Kelly, T.M. Linjewile, P. K. Agarwal. Mathematical modeling of fluidized bed combustion: NO<sub>2</sub> and NO<sub>x</sub> emissions from the combustion of char. Department of chemical and petroleum engineering, University of Wyoming, Laramie, USA, 2000.
- [20] Terry Wall , Yinghui Liu, Chris Spero, Liza Elliott, Sameer Khare, Renu Rathnam, Farida Zeenathal, Behdad Moghtaderi, Bart Buhre, Changdong Sheng, Raj Gupta, Toshihiko Yamada, Keiji Makino, Jianglong Yu. *An overview on oxyfuel coal combustion*. State of the art research and technology development.
- [21] Simeon N.Oka, Laboratory for thermal Engineering and Energy Institute VINCA, Belgrade, Serbia y Montenegro E.J.Anthony. *Fluidized bed combustion*. Canmet Energy Technology Centre (CETC), Ottawa, Ontario, Canada.
- [22] G. Scheffknecht, J.Maier, B.Dhungel,P. *Investigation of Oxy-Coal Combustion in Semi-technical Test Facilities*. Mönckert Institut für Verfahrenstechnik und Dampfkesselwesen, IVD (Institute of Process Engineering and Power Plant Technology) Universität Stuttgart, Stuttgart, Germany. Third International Conference on Clean Coal Technologies for our Future, Cagliari.
- [23] Grathwohl S., Lemp, O.,Schnell U., Maier J., Scheffknecht G., Kluger F.,Krohmer B., Moenckert P., Stamatelopoulos G. *Highly Flexible Burner Concept for oxyfuel combustion*. Institute of Process Engineering and Power Plant Technology (IVD), University of Stuttgart, Pfaffenwaldring 23,70569 Stuttgart, Germany.
- [24] Terry Wall. *Oxyfuel technology status and CCSD capability statement*. The Univeristy of Newcastle. 2007 CRC for coal in sustainable development.
- [25] Vince White, Laura Torrente-Murciano, David Sturgeon, David Chadwick. *Purification of Oxyfuel-Derived CO<sub>2</sub>*. Air Products PLC, Hersham Place, Molesey Road, Walton-on-Thames, Surrey, KT12 4RZ, UK Chemical Engineering Department, Imperial College

London, London SW7 2AZ, UK Doosan Babcock Energy Limited, Porterfield Road, Renfrew, PA4 8DJ, UK.

- [26] Fredrik Normann, Klas Andersson, Bo Leckner, Filip Johnsson. *High-temperature reduction of nitrogen oxides in oxy-fuel combustion*. Department of Energy and Environment, Chalmers University of Technology, SE-412 96 Göteborg, Sweden.
- [27] R. Wilhelm, S. Weigl, M. Beckmann. *The Comparison of a convectional TBK-Combustion to Oxyfuel TBK Combustion based on investigations into Nitrogen Oxide (NO) formation and respectively the reduction reactions in a 50 kW Pulverized Coal Combustion Test Facility*. Department of Combustion, Heat and Mass Transfer, Technische Universität Dresden Germany 01062 Dresden.
- [28] Kimura, K. Omata, T. Kiga, S. Takano, S. Shikisima. *The characteristics of pulverized coal combustion in O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> mixtures for CO<sub>2</sub> recovery*. Energy Conversion and Management, June-September 1995.
- [29] Ben Goh. *1MWth oxyfuel combustion test facility*. Power technology. "Recent developments in CCS" Coal Research Forum-Combustion Division meeting, 17<sup>th</sup> April 2007, Imperial College, London.
- [30] Marie Anheden. *Vattenfall's Schwarze Pumpe oxyfuel Pilot*. Vattenfall Research and Development. 3<sup>rd</sup> IEA GHG oxyfuel Workshop March 5-6, Yokohama, Japan.
- [31] KJ McCauley\*, H Farzan, KC Alexander, DK McDonald Babcock & Wilcox Power Generation Group and R.Varagani, R. Prabhakar, J-P. Tranier. *Commercialization of oxy-coal combustion: applying results of a large 30 MWth pilot project*. Energy Procedia 2009
- [32] Wang, G. F. Berry, K. C. Chang, A. M. Wolsky. *Combustion of pulverized coal using waste carbon dioxide and oxygen combustion and flame*.
- [33] J. P. Smart, G. J. Nathan, N. L. Smith, G. J. R. Newbold, D. S. Nobes and D. J. Morgan. *On the development of a coal fired precessing jet burner IFRF*. Combustion Journal. October 1999.
- [34] Varagani RK, Châtel-Pélage F, Pranda P, Rostam-Abadi M, Lu Y, Bose AC. *Performance simulation and cost assessment of oxy-combustion process for CO<sub>2</sub> capture from coal-fired power plants*. In the fourth annual conference on carbon sequestration. Alexandria, VA; 2005.
- [35] Dillon DJ, White V, Allam RJ, Wall RA, Gibbins J. *Oxy Combustion Processes for CO<sub>2</sub> capture from power plant*. Engineering Investigation Report, 2005/9, IEA Greenhouse Gas Research and Development Programme; June 2005.
- [36] Maja B. Toftegaard, Jacob Brix, Peter A. Jensen, Peter Glarborg, Anker D. Jensen. *Oxy-fuel combustion of solid fuels*. Department of Chemical and Biochemical Engineering, Technical University of Denmark, DK-2800 Kgs. Lyngby, Denmark and DONG Energy, Kraftvaerksvej 53, DK-7000 Fredericia, Denmark.



- [37] Zanganeh KE, Shafeen A. *A novel process integration, optimization and design approach for large-scale implementation of oxy-fired coal power plants with CO<sub>2</sub> capture*. Int J Greenhouse Gas Control 2007.
- [38] Vitalis B. *Overview of oxy-combustion technology for utility coal-fired boilers*. Advances in Materials Technology for Fossil Power Plants. In proceedings from the 5th International Conference; 2008.
- [39] Nakayama S, Noguchi Y, Kiga T, Miyamae S, Maeda U, Kawai M, et al. *Pulverized coal combustion in O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> mixtures on a power plant for CO<sub>2</sub> recovery*. Energy Convers Manage 1992.
- [40] Dillon DJ, Panesar RS, Wall RA, Allam RJ, White V, Gibbins J, et al. *Oxycombustion processes for CO<sub>2</sub> capture from advanced supercritical PF and NGCC power plant*. In 7th international conference on greenhouse gas control technologies. Vancouver, Canada; September, 2004.

#### *Control automático*

- [41] Carlos Álvarez G, Andrés Soto P., Francisco Watkins O. *Simulation of digital controllers*. Departamento de Ingeniería Eléctrica. Universidad de Santiago de Chile. Av. Alameda 3363, Estación Central. Santiago, Chile.
- [42] Carlos A. Smith, Armando B. Corripio. *Principles and practice of automatic process control*. Second Edicion, Wiley.

#### *Anexos*

- [43] Martin Pehnt, Johannes Henkel. *Life cycle assessment of carbon dioxide capture and storage from lignite power plants*. Institute for Energy and Environmental Research Heidelberg (IFEU), Wilckensstr. 3, D-69120 Heidelberg, Germany

